

Г.М.Бутов, С.В. Лапшина

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ И
НЕФТЕХИМИИ

Волжский
2018

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РФ
ВОЛЖСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ (ФИЛИАЛ)
ФЕДЕРАЛЬНОГО ГОСУДАРСТВЕННОГО БЮДЖЕТНОГО ОБРАЗОВАТЕЛЬНОГО
УЧРЕЖДЕНИЯ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«ВОЛГОГРАДСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Г.М. Бутов, С.В. Лапшина

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ И
НЕФТЕХИМИИ

Электронное учебное пособие



Волжский
2018

УДК 66.02(07)

ББК 34.7я73

Б 934

Рецензенты:
инженер-конструктор ООО «КОМЕД»
Харитонов В.Н.,
Начальник монтажно-технологического отдела
ОАО «Гиппрорезинотехника»
Афанасьева Е.Е.

Печатается по решению редакционно-издательского совета
Волгоградского государственного технического университета

Бутов, Г.М.

Процессы и аппараты химической технологии и нефтехимии
[Электронный ресурс] : учебное пособие / Г.М.Бутов, С.В. Лапшина ; ВПИ
(филиал) ВолгГТУ, – Электрон. текстовые дан. (1 файл: 731 КБ). –
Волжский, 2018. – Режим доступа: <http://lib.volpi.ru>. – Загл. с титул.
экрана.

ISBN 978-5-9948-2996-7

В учебном пособии рассматриваются основы массообмена для процессов
химической технологии и нефтехимии. Учебное пособие предназначено для студентов,
обучающихся по направлению 18.03.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в
химической технологии, нефтехимии и биотехнологии».

Ил. 32. табл. 4, библиограф.: 7 назв.

ISBN 978-5-9948-2996-7

© Волгоградский государственный
технический университет, 2018

© Волжский политехнический
институт, 2018

Основы массопередачи

В химической технологии широко распространены и имеют важное значение процессы массопередачи, характеризующиеся переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую.

Виды процессов массопередачи.

1. Абсорбция – поглощение газа жидкостью, т.е. процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой фазы в жидкую. Обратный процесс выделения газа из жидкости называется десорбцией.

2. Экстракция (в системе жидкость – жидкость) – извлечение вещества, растворенного в жидкости, другой жидкостью, практически не смешивающейся или частично смешивающегося с первой. При этом извлекаемый компонент исходного раствора переходит из одной жидкой фазы в другую.

3. Ректификация – разделение гомогенных жидких смесей путем многократного взаимного обмена компонентами между жидкой и паровой фазами, движущимися обычно противотоком друг к другу.

4. Адсорбция – поглощение компонента газа, пара или раствора твердым пористым поглотителем, т.е. процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой (паровой) или жидкой фазы в твердую. Обратный процесс – десорбция проводится после адсорбции и часто используется для регенерации поглощенного вещества из поглотителя.

5. Сушка – удаление влаги из твердых материалов, главным образом, путем ее испарения. В этом процессе влага переходит из твердой фазы в газовую или паровую.

6. Кристаллизация – выделение твердой фазы в виде кристаллов из растворов или расплавов. Кристаллизация характеризуется переходом вещества из жидкой фазы в твердую вследствие изменения его растворимости.

7. Растворение и экстракция (в системе твердое тело – жидкость). Растворение характеризуется переходом твердой фазы в жидкую и представляет собой процесс, обратный кристаллизации.

Избирательное растворение, предназначенное для извлечения того или иного компонента из твердого пористого материала, называется экстракцией из твердого, или выщелачиванием.

Перенос вещества из фазы к границе раздела фаз или в обратном направлении, т.е. в пределах одной из фаз, называется массоотдачей.

Процессы массопередачи можно разделить на две группы. К одной группе относятся процессы (абсорбция, экстракция и др.), в которых участвуют минимально три вещества: одно образует первую фазу, другое – вторую фазу, а третье представляет собой распределяемое между фазами вещество (вещество лишь носитель).

К другой группе относятся процессы (ректификация), в которых вещества, составляющие две фазы, обмениваясь компонентами, сами непосредственно участвуют в массопередаче и уже не могут рассматриваться как инертные носители распределяемого вещества.

Распределяемое вещество внутри каждой фазы переносится путем диффузии, поэтому процессы массопередачи называют также диффузионными.

Правило фаз. Знание равновесия в процессах массопередачи позволяет установить пределы, до которых могут протекать эти процессы. В основе равновесия лежит известное правило фаз.

$$\Phi + C = K + 2$$

где Φ – число фаз;

C – число степеней свободы, т.е. число независимых переменных, значения которых можно произвольно изменять без нарушения числа или вида фаз в системе;

K – число компонентов системы.

Направление массопередачи

Распределяемое вещество всегда переходит из фазы, где его содержание выше равномерного, в фазу, в которой концентрация этого вещества ниже равновесной. Направление переноса распределяемого вещества, т.е. направление массопередачи, можно определить с помощью линии равновесия и рабочей линии.

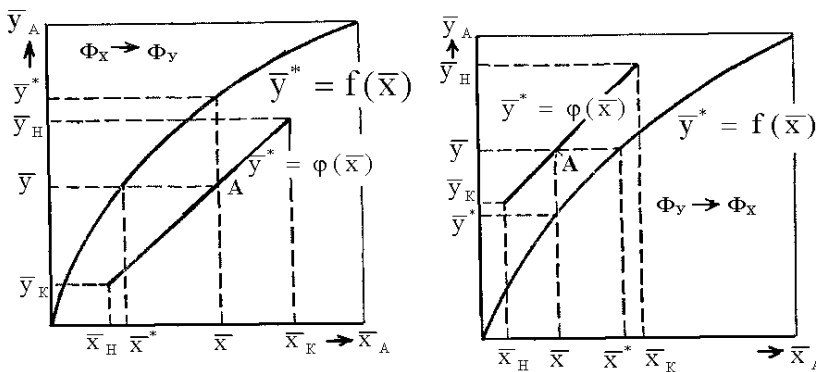


Рисунок 1 направление массопередачи

Пусть массопередача происходит между фазами Φ_X и Φ_Y , где \bar{x} и \bar{y} – рабочие концентрации.

Если рабочая линия располагается ниже линии равновесия, то для любой точки (например, A) $\bar{y} < \bar{y}^*$ и $\bar{x} > \bar{x}^*$, где \bar{x}^* и \bar{y}^* – равновесные концентрации \Rightarrow распределяемое вещество будет переходить в этом случае $\Phi_X \rightarrow \Phi_Y$.

Если же рабочая линия расположена выше линии равновесия, то для произвольно выбранной точки A, $\bar{y} > \bar{y}^*$ и $\bar{x} < \bar{x}^*$.

При этом распределяемый компонент будет переходить из фазы $\Phi_Y \rightarrow \Phi_X$

Равновесие при абсорбции

В случае растворения в жидкости бинарной газовой смеси (распределяемый компонент А, носитель В) взаимодействуют две фазы (Ф-2). Для данной системы газ – жидкость переменными являются температура, давления и концентрация в обеих фазах. Следовательно, в состоянии равновесия при постоянных температуре и общем давлении зависимость между парциальным давлением газа А (или его концентрацией) и составом жидкой фазы однозначна. Эта зависимость выражается законом Генри: парциальное давление p_A растворенного газа пропорционально его мольной доле x_A в растворе:

$$p_A^* = E x_A \quad (1)$$

где p_A^* – парциальное давление поглощаемого газа, находящегося в равновесии с раствором, имеющим концентрацию x_A ;

x_A^* – концентрация газа в растворе, равновесном с газовой фазой, в которой парциальное давление поглощаемого компонента равно p_A ;

E – коэффициент пропорциональности или константа Генри.

Если y_A – мольная доля извлекаемого компонента А в газовой смеси и P – общее давление в системе, то парциальное давление p_A , по закону Дальтона, можно выразить так:

$$p_A^* = P y_A$$

Подставляя данное выражение в (1) получим:

$$y_A^* = \frac{E}{P} x_A \Rightarrow y_A^* = m x$$

где m – коэффициент распределения.

Материальный и тепловой балансы процесса

Примем расходы фаз по высоте аппарата постоянными и выразим содержание поглощаемого газа в относительных мольных концентрациях. Обозначим: G – расход инертного газа, кмоль/сек; Y_H и Y_K – начальная и конечная концентрация абсорбтива в газовой смеси, кмоль/кмоль инертного газа; L – расход абсорбента, кмоль/сек; его концентрации X_H и X_K , кмоль/кмоль абсорбента. Тогда уравнение материального баланса:

$$G(Y_H - Y_K) = L(X_K - X_H)$$

Отсюда расход абсорбента:

$$L = G \frac{(Y_H - Y_K)}{(X_K - X_H)}$$

а его удельный расход:

$$\ell = \frac{L}{G} = \frac{Y_H - Y_K}{X_K - X_H}$$

или же:

$$Y_H - Y_K = \ell(X_K - X_H)$$

Данное уравнение представляет собой рабочую линию процесса абсорбции.

Между удельным расходом абсорбента и размерами аппарата существует следующая связь. Если рабочая линия совпадает с линией равновесия, расход абсорбента наименьший, при бесконечно больших размерах аппарата. Если рабочая линия совпадает с вертикалью, то размеры абсорбционного аппарата наименьшими, а расход абсорбента бесконечно большой.

$$qM' = L_c(t - t_H)$$

где q – дифференциальная теплота растворения газа, кДж/кмоль;

M' – количество газа, поглощаемого в рассматриваемой части абсорбера, кмоль/сек;

L – расход абсорбента, кмоль/сек;

c – теплоемкость жидкости, кДж/(кмоль·град);

t – температура жидкости в данном сечении, °С;

t_H – начальная температура жидкости, °С.

Скорость процесса

Основное уравнение массопередачи, определяющее количество M вещества, переносимого из фазы в фазу в единицу времени:

$$M = K_y F(y - y^*) = K_y F \Delta y_{cp.}$$

$$M = K_x F(x - x^*) = K_x F \Delta x_{cp.}$$

где x^* и y^* – равновесные концентрации в данной фазе, соответствующие концентрациям распределяемого вещества в основной массе другой фазы;

K_x и K_y – коэффициенты массопередачи, выраженные соответственно через концентрации фаз Φ_x и Φ_y .

При такой форме записи уравнения массопередачи движущая сила процесса выражается разностью между рабочей и равновесной концентрацией (или наоборот).

Коэффициент массопередачи (K_x или K_y) показывает, какое количество вещества переходит из фазы в фазу за единицу времени через единицу поверхности контакта фаз при движущей силе массопередачи равной единице:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_r} + \frac{m}{\beta_j}}$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{\beta_j} + \frac{1}{\beta_r m}}$$

где β_r – коэффициент массоотдачи от потока газа к поверхности контакта фаз;

β_j – коэффициент массоотдачи от поверхности контакта фаз к потоку жидкости.

С помощью данных уравнений массопередачи обычно находят поверхность контакта фаз F и по ней рассчитывают основные размеры аппарата

$$M' = K_p F \Delta p_{cp}.$$

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p_{\delta} - \Delta p_m}{2,3 \lg \frac{\Delta p_{\delta}}{\Delta p_m}}$$

$$K_p = PK_y$$

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_H - y_K}{\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}} \quad \Delta x_{cp} = \frac{x_H - x_K}{\int_{x_K}^{x_H} \frac{dx}{x^* - x}}$$

$$\Delta y_{cp} = \frac{(y_H - y_H^*) - (y_K - y_K^*)}{\ln \frac{y_H - y_H^*}{y_K - y_K^*}} = \frac{\Delta y_{\delta} - \Delta y_m}{2,3 \lg \frac{\Delta x_{\delta}}{\Delta x_m}}$$

$$[\beta] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}} \right] \quad [M] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}} \right]$$

Для Δx_{cp} аналогично.

Интеграл в знаменателе называется числом единиц переноса и обозначается n_{oy} или n_{ox}

Число единиц переноса:

$$n_{oy} = \frac{y_H - y_K}{\Delta y_{cp}}$$

$$n_{ox} = \frac{x_K - x_H}{\Delta x_{cp}}$$

характеризует изменение рабочей концентрации фазы, приходящееся на единицу движущей силы.

Определение числа единиц переноса

Метод графического интегрирования. Принимая ряд значений y между y_H и y_K , строят кривую зависимость $1/(y - y^*)$ от y . Измеряют площадь, ограниченную кривой, крайними ординатами, соответствующими y_H и y_K и осью абсцисс. После этого находят величину искомого интеграла с учетом масштабов M_1 и M_2 .

$$n_{oy} = \int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*} = fM_1 - M_2$$

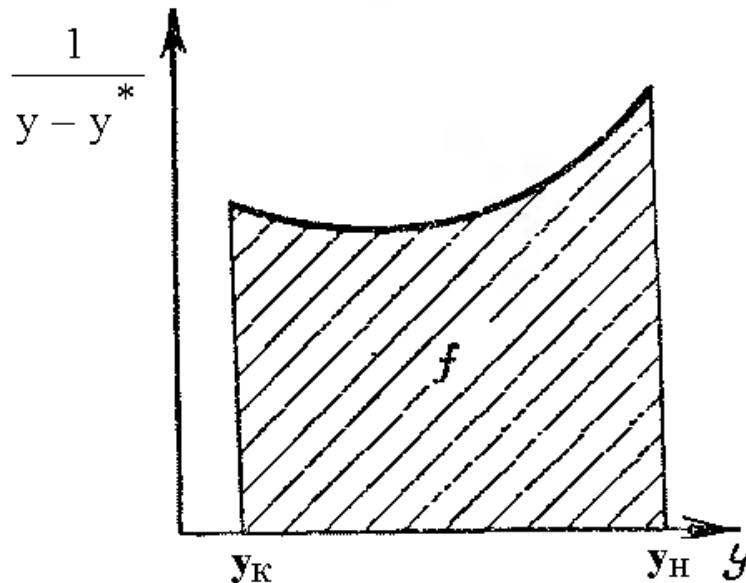


Рисунок 2. Графическое интегрирование

Число единиц переноса можно найти и простым графическим методом. Если рабочая линия прямая, а равновесная на всех участках соответствующих одной единице переноса, является прямой или имеет малую кривизну.

$AB = BC$, $AC = 2AB$, ACD «ступенька», состоящая из двух отрезков выражающих изменение концентрации фаз: горизонтальный отрезок AC (фаза Φ_x) вертикальный CD (фаза Φ_y). Вертикаль KE , проведенная через точку B , изображает среднюю движущую силу на данном участке аппарата, в котором происходит изменение рабочей концентрации изображено линиями AC и CD .

Средняя движущая сила и число единиц переноса

Таким образом, изменение рабочей концентрации на данном участке (отрезок \overline{CD}) равно средней движущей силе на этом участке (отрезок \overline{KE}) и следовательно, «ступенька» изображает одну единицу переноса.

Из подобия $\triangle ACD$ и $\triangle ABE$ следует, что $\overline{CD} = \overline{BE} \frac{\overline{AC}}{\overline{AB}}$, по построению

$\overline{BE} = \frac{\overline{KE}}{2}$ и $\overline{AC} = 2\overline{AB}$, откуда:

$$\overline{CD} = \frac{\overline{KE}}{2} \cdot \frac{2\overline{AB}}{\overline{AB}} = \overline{KE}$$

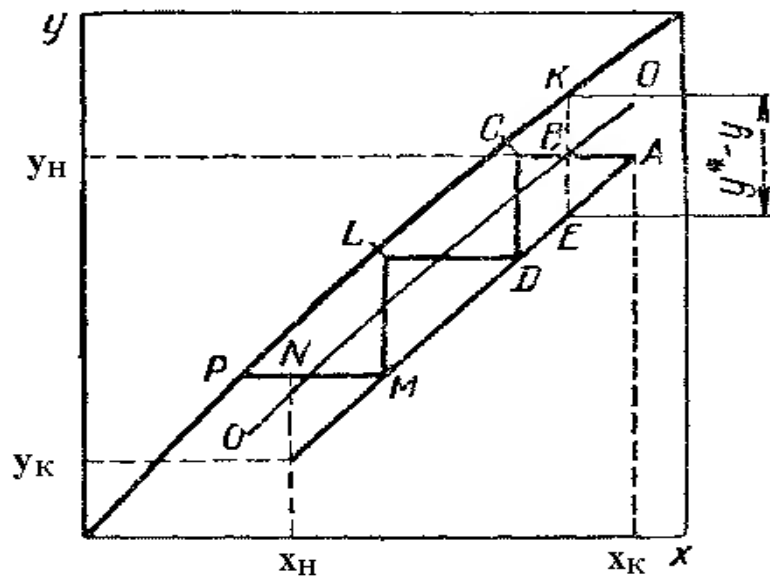


Рисунок 3. Графическое построение

Интеграл в знаменателе называется числом единиц переноса

$$\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*} = n_{oy} \quad \int_{x_H}^{x_K} \frac{dx}{x^* - x} = n_{ox}$$

если к фазе Φ_y

если к фазе Φ_x

$$n_{oy} = \frac{y_H - y_K}{\Delta y_{cp}}$$

$$n_{ox} = \frac{x_K - x_H}{\Delta x_{cp}}$$

Число единиц переноса характеризует изменение рабочей концентрации фазы, приходящееся на единицу движущей силы.

Или же можно сказать, что одну единицу переноса можно рассматривать как участок аппарата, для которого изменение концентрации одной из фаз равно средней движущей силе на этом участке.

Выразим общее число единиц переноса n_{ox} и n_{oy} в функции от числа единиц переноса в фазах. Для этого вместо уравнения массопередачи рассмотрим уравнение массоотдачи, т.е. заменим K_x и K_y на β_x и β_y , а равновесные концентрации y^* и x^* на концентрации по поверхности раздела $x_{гр}$, $y_{гр}$.

Представим уравнение массоотдачи в виде:

$$-G dy = K_y (y - y^*) dF$$

Тогда уравнение массоотдачи запишем в виде:

$$-G dy = \beta_y (y - y_{гр}) dF$$

где G – расход фазы Φ_y ;
 y – концентрация этой фазы.

После интегрирования уравнения по всей поверхности массопереноса получим число единиц переноса в фазе Φ_y :

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_{гр}} = \frac{\beta_y F}{G} = n_y$$

Аналогично число единиц переноса для фазы Φ_x :

$$\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x_{гр} - x} = \frac{\beta_x F}{L} = n_x$$

где L – расход фазы Φ_x

Разделяя переменные и интегрируя уравнение с учетом выражения числа единиц переноса, найдем зависимость между числом единиц переноса n_{oy} и коэффициентом K_y :

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = n_{oy} = \frac{K_y F}{G}$$

Уравнения аддитивности фазовых сопротивлений:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \quad \frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{\beta_y m}$$

Отсюда, используя правило аддитивности фазовых сопротивлений, получим:

$$\frac{1}{n_{oy}} = \frac{1}{K_y} \cdot \frac{G}{F} = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right) \frac{G}{F}$$

Теперь вместе коэффициентов β_x и β_y подставим полученные значения n_x и n_y , т.е. установим связь между n_{oy} , n_y и n_x :

$$\frac{1}{n_{oy}} = \frac{1}{n_y} + \frac{mG}{n_x L}$$

Величина $\frac{L}{mG}$ называется фактором процесса массопередачи.

Обозначим для краткости это выражение A , получим:

$$\frac{1}{n_{oy}} = \frac{1}{n_y} + \frac{1}{n_x A}$$

Аналогично для фазы Φ_x можно вывести:

$$\frac{1}{n_{ox}} = \frac{1}{n_x} + \frac{A}{n_y}$$

Расчет основных размеров массообменных аппаратов

При технологическом расчете массообменных аппаратов должны быть определены их основные размеры: диаметр и рабочая высота (отражающая интенсивность протекающего в нем процесса).

Диаметр аппарата определяется по уравнению расхода:

$$V_{сек} = S \omega_0$$

$$S = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 V_{сек}}{\pi \omega_0}}$$

где $V_{сек}$ – объемный расход фазы, скорость которого определяет площадь поперечного сечения аппарата;

ω_0 – фиктивная скорость этой фазы;

S – площадь поперечного сечения аппарата.

Высота аппарата с непрерывным контактом.

Поверхность контакта $F = aV$, где V – рабочий объем аппарата и a – удельная поверхность контакта фаз.

$$M = K_y a V \Delta y_{cp.}$$

$$M = K_x a V \Delta x_{cp.}$$

Рабочий объем аппарата $V = SH$, где S – площадь поперечного сечения аппарата.

$$H = \frac{M}{K_y a S \Delta y_{cp.}}$$

$$H = \frac{M}{K_x a S \Delta x_{cp.}}$$

Расчет насадочного абсорбера. Расчет гидравлического сопротивления аппарата:

$$\Delta p_{\text{сух.}} = \lambda \frac{H}{d_3} \cdot \frac{\omega^2 \rho_{\Gamma}}{2}$$

где $d_3 = \frac{4\varepsilon}{a}$ – эквивалентный диаметр насадки;

a – удельная поверхность насадки;

ε – свободный объем насадки;

$\omega = \frac{\omega_0}{\varepsilon}$ – истинная скорость газа в слое насадки;

λ – коэффициент сопротивления, учитывающий суммарные потери давления на трение и местное сопротивление.

$$\Delta p = 10^{bU} \Delta p_{\text{сух.}}$$

где d – опытный коэффициент;

U – плотность орошения.

Расчет тарельчатого абсорбера. Гидравлическое сопротивление барботажных тарелок:

$$\Delta p_{\Gamma} = \Delta p_{\text{с.т.}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{гж.}}$$

где $\Delta p_{\text{ст}}$ – сопротивление сухой тарелки;

Δp_{σ} – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости;

$\Delta p_{\text{гж}}$ – сопротивление газо-жидкостного слоя на тарелке.

Расчет насадочного абсорбера

1. Диаметр находят по уравнению расхода:

$$S = \frac{V_{\text{с}}}{\omega_{\Gamma}}$$

где $V_{\text{с}}$ – секундный расход газа, м³/сек;

ω_{Γ} – фиктивная скорость газа, м/сек;

$\omega_{\Gamma} = 0,8\omega_0$ (ω_0 – скорость газа при захлебывании колонны).

Скорость газа при наличии «подвисания» жидкости рассчитывают по формуле:

$$\lg \left(\frac{\omega_3^2 a}{g S_{\text{св}}^3} \cdot \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{\frac{1}{8}}$$

где a – удельная поверхность насадки м²/м³;

$S_{св}$ – свободный объем насадки $м^2/м^2$;
 $A = -0,073$ – постоянная для паро–жидкостной смеси;
 L и G – расходы жидкости и газа, кг/сек.

Высота насадки:

$$H = \frac{F}{fS}$$

где $F = \frac{G}{K\Delta_{ср}}$ – площадь поверхности контакта.

2. Полагая, что абсорбер работает в пленочном режиме. Коэффициент массоотдачи в газовой фазе можно определить по уравнению:

$$Nu'_г = 0,027 Re_g^{0,8} (Pr'_г)^{0,33}$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе:

$$Nu'_ж = 0,021 Re_{ж}^{0,75} (Pr'_ж)^{0,5}$$

$$\begin{aligned}
 Nu'_г &= \frac{\beta_g d_э \rho_{п} \mu_g}{\rho_g D_g} & Nu'_ж &= \frac{\beta_{ж} \delta_{пр}}{D_{ж}} \\
 Re_g &= \frac{4 \omega_g \rho_g}{f \mu_g} & Re_{ж} &= \frac{4 W_{ж}}{f \mu_{ж}} \\
 Pr'_г &= \frac{\mu_g}{\rho_g D_g} & Pr'_{ж} &= \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{ж}}
 \end{aligned}$$

где $d_э = \frac{4V_c}{f}$ – эквивалентный диаметр насадки, м;

$\rho_{п}$ – среднее парциальное давление инертного газа в абсорбере, мм.рт.ст.;

μ_g – молекулярная масса смеси газов;

$D_g, D_{ж}$ – коэффициент диффузии в газе и жидкости, $м^2/ч$;

$W_{ж}$ – количество жидкости, $кг/(м^2 \cdot с)$;

$\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 g} \right)^{\frac{1}{3}}$ – приведенная толщина пленки жидкости.

3. Высоту насадки определяется по числу единиц переноса:

$$H = 2h_z$$

2 – число единиц переноса (ЧЕП);

h_z – ВЕП.

или же

$$H = \frac{G_a}{K_v S \Delta p_{cp}}$$

где G_a – количество абсорбируемого газа, кмоль/ч;
 K_v – объемный коэффициент массопередачи.

4. Гидравлическое сопротивление абсорбера

Для сухой насадки:

$$\Delta p_{сyx} = \zeta \frac{H}{d_3} \gamma_r \frac{\omega^2}{2g}$$

где γ_r – удельный вес газа в кг/м³

Выразим скорость газа через приведенную скорость $\omega_{пр}$ и свободный объем насадки V_c

$$\omega = \frac{\omega_{пр}}{V_c}$$

тогда потери давление на 1м высоты насадки можно определить:

$$\frac{\Delta p_{сyx}}{H} = \frac{\zeta \omega_{пр} \gamma_r f}{8 V_c^3 g}$$

Коэффициент сопротивления для насадки из колец:

$$\text{при } Re_r < 40 \quad \zeta = \frac{140}{Re_r}$$

$$\text{при } Re_r > 40 \quad \zeta = \frac{16}{Re_r^{0,2}}$$

при регулярной насадки:

$$\zeta = \zeta_a \left(\frac{Re_r}{Re_{ra}} \right)^{-0.45}$$

где Re_{ra} – значение Re – соответствующее переходу в автомодельный режим:

$$Re_{ra} = 3000 - 30 \frac{\zeta_a}{d_3}$$

$$\zeta_a = 0,053 + \frac{d_3}{l} \left(\frac{a}{V_c^2} - \frac{a+b}{V_c} + b \right)$$

где L – высота ряда насадки, м;
 a и b – постоянные ($a = 4,2$ и $b = 3,9$ – для колец и блоков; $a = 0,52$ и $b = -0,67$ – для хордовой насадки).

Сопротивление орошаемой насадки:

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = 10^{bU}$$

где b – постоянная;
 U – плотность орошения.

$$U = \frac{V_{\text{ж}}}{S}$$

где $V_{\text{ж}}$ – объемный расход жидкости.

Таблица 1 Зависимость постоянной от размера насадки

b	84	53	47	35	31
$d_{\text{кольцо}}$	до 12,5	до 19	32-38	50	для спиральных колец

При малых плотностях орошения:

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = 1 + b_1 U$$

где $b_1 = 216$ для хордовой насадки и колец в навал;
 $b = 144$ для регулярной насадки.

Для тарельчатых абсорберов

полное сопротивление тарелки, складывается из:

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3$$

где $\Delta p_1 = \zeta \gamma_{\text{г}} \frac{\omega_{\text{отв}}^2}{2g}$ – сопротивление сухой тарелки;

$\Delta p_2 = \frac{4\sigma}{d_3}$ – сопротивление газожидкостного слоя;

$\Delta p_3 = \gamma_{\text{ж}} h_0 = \gamma_{\text{п}} h_{\text{п}}$ – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения;

$\gamma_{\text{ж}}$ и $\gamma_{\text{п}}$ – удельный вес жидкости и пены;

h_0 и $h_{\text{п}}$ – высота слоев жидкости и пены.

Устройство абсорбционных аппаратов

Поверхностные абсорберы – используют для поглощения хорошо растворимых газов: хлористый водород водой. Здесь газ проходит над поверхностью неподвижной или медленно движущейся жидкости, т.к. поверхность сопротивления мала, устанавливается несколько последовательно соединенных аппаратов, газ и жидкость двигаются противотоком (поверхностный абсорбер и оросительный).

Пластинчатый абсорбер – состоит из двух систем каналов: по каналам большего сечения движутся противотоком газ и абсорбент; по каналам меньшего сечения – охлаждающий агент (вода). Пластинчатый абсорбер – изготавливается из графита, т.к. он хорошо проводит тепло и является химически стойким материалом.

Пленочные абсорберы. Здесь поверхностью контакта фаз является поверхность текущей пленки жидкости. Различают следующие разновидности аппаратов данного типа: трубчатые абсорберы – сходны по устройству с кожухотрубчатыми теплообменниками. Абсорбент поступает на верхнюю трубную решетку, распределяется по трубам и стекает в виде пленки по их внутренней поверхности. Газ движется по трубам снизу вверх.

Абсорберы с плоскопараллельной насадкой – колонна с листовой насадкой в виде вертикальных листов, для равномерного распределения жидкости имеется сверху распределительное устройство.

Абсорбер с восходящим движением пленки – аппарат состоит из труб, закрепленных в трубных решетках. Газ поступает снизу через патрубки, абсорбент также поступает снизу в трубы через щели. Движущийся с большой скоростью газ увлекает жидкую пленку в направлении своего движения, т.е. аппарат работает в режиме восходящего прямотока. Для отвода тепла по межтрубному пространству пропускают охлаждающий агент.

Насадочные абсорберы – в насадочной колонне насадка укладывается на решетке, имеющей отверстия для прохождения газа и слива жидкости. Последняя с помощью распределителя равномерно орошает насадку. Здесь жидкость по поверхности насадки стекает в виде тонкой пленки.

Гидродинамические режимы – пленочный, режим подвисяния (промежуточный), турбулентия, эмульгирования.

Барботажные (тарельчатые) абсорберы – колонна, внутри которой на определенном расстоянии друг от друга размещаются горизонтальные перегородки – тарелки. С помощью тарелок осуществляется направленное движение фаз и многократное взаимодействие газа и жидкости.

Перегонка жидкости

Посредством перегонки разделяют жидкостные смеси, все компоненты которых летучи (но имеют различную летучесть) при одной и той же температуре. Если мы перегоняем бинарную смесь, то в результате получаем

пар, содержащий относительно большое количество легколетучего или низкокипящего компонента (НК), чем исходная смесь. Неиспарившаяся жидкость имеет состав более богатый труднолетучим или высококипящим компонентом (ВК).

Эта жидкость называется остатком, а жидкость, получаемая в результате конденсации паров дистиллятом или ректификатом и флегму – жидкость, возвращаемую для орошения колонны.

Существуют два типа перегонки:

Простая перегонка представляет собой процесс однократного частичного испарения жидкой смеси и конденсации образующихся паров.

Ректификация представляет собой процесс многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров.

Материальный баланс

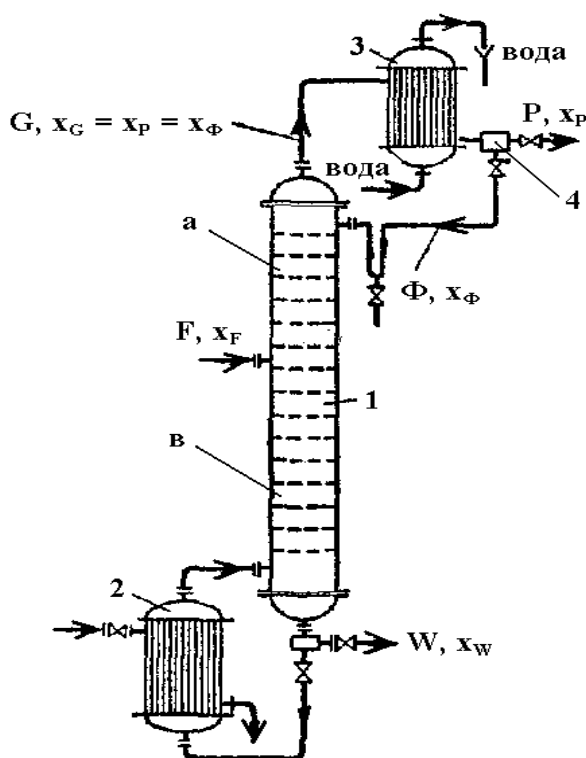


Рисунок 4. Технологическая схема процесса ректификации

Пусть в колонну поступает F кмоль исходной смеси, состав которой x_F мольных долей НК. Сверху из колонны удаляется G кмоль паров, образующих после конденсации флегму и дистиллят P кмоль, его состав x_p мольных долей НК. На орошение колонны возвращается флегма Φ кмоль, ее состав $x_p = x_\phi$

$$F + \Phi = G + W$$

Поскольку

$$G = P + \Phi, \text{ то } F = P + W$$

Соответственно материальный баланс по НК:

$$Fx_F = Px_p + Wx_w$$

1 – ректификационная колонна; 2 – кипятильник; 3 – дефлегматор; 4 – делитель флегмы.

На некотором расстоянии от верха колонны находится так называемая питающая тарелка, куда и поступает исходная смесь. Питающая тарелка делит колонну на две части, в верхней части (а) должно быть обеспечено обогащение паров НК, эта часть называется укрепляющей. В нижней части (в) необходимо в максимальной степени удалить из жидкости НК, эта часть называется исчерпывающей.

Минимальное флегмовое число

Определяется по формуле

$$R_{\min} = \frac{y_P - y_F^*}{y_F^* - y_F} = \frac{\Phi}{F \cdot P}$$

y_P – состав дистиллята в паровой фазе;

y_F^* – равновесное содержание данного компонента в паровой фазе исходного продукта.

$$R_{\text{опт}} = 1,3R_{\min} + 0,3$$

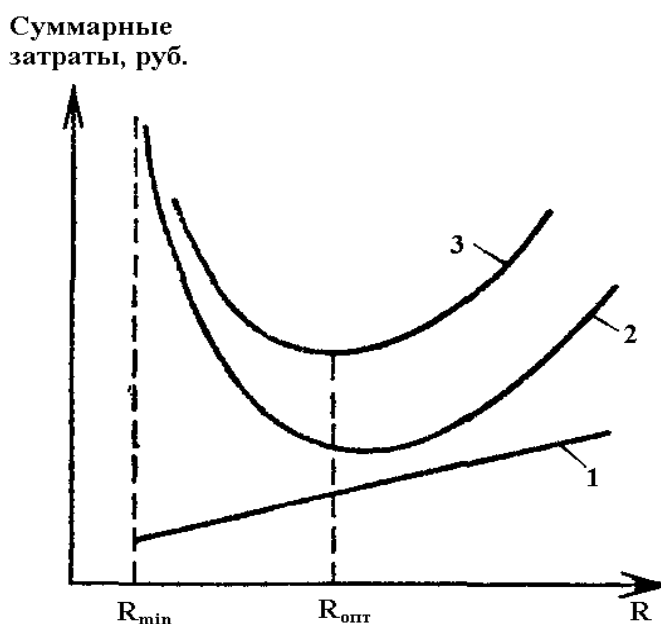


Рисунок 5. Суммарные затраты на процесс. 1 – эксплуатационные расходы; 2 – капитальные затраты; 3 – общие затраты на ректификацию.

С увеличением R возрастает движущая сила процесса и уменьшается необходимое число теоретических и действительных ступеней. В итоге при

некотором флегмовом числе рабочий объем колонны будет минимальным и, следовательно, будет минимальна ее стоимости.

Ректификация многокомпонентных смесей

Число колонны для ректификации многокомпонентной смеси должно быть на одну меньше, чем число компонентов, на которые разделяется смесь.

В ректификационных установках используются, главным образом, аппаратуры двух типов: насадочные и тарельчатые.

В кипятильнике поверхность нагрева представлена в виде змеевика или кожухотрубчатого теплообменника.

Меньшее гидравлическое сопротивление насадочных колонн по сравнению с барботажными особенно важно при ректификации под вакуумом.

Высота единиц переноса (ВЕП) массопередачи происходит из фазы Φ_y в фазу Φ_x , движущая сила выражается в концентрациях фазы Φ_y . Тогда количество вещества, переходящего из фазы в фазу, составит:

$$M = G(y_n - y_k) \quad (A)$$

где G – расход фазы;

y_n и y_k – начальная и конечная концентрация фазы Φ_y .

Вместе с тем величина M может быть определена по уравнению массопередачи через объемный коэффициент массопередачи:

$$M = K_y a S H \Delta y_{cp} \quad (B)$$

где $K_y a$ – объемный коэффициент массопередачи, принимаемый постоянным по высоте аппарата;

S – площадь поперечного сечения аппарата;

H – рабочая высота аппарата.

Приравняв выражение (A) и (B) получим:

$$K_y a S H \Delta y_{cp} = G(y_n - y_k)$$

$$K_y \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}} \right]$$

Тогда рабочая высота аппарата:

$$H = \underbrace{\frac{G}{K_y a S}}_{h_{oy}} \cdot \underbrace{\frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}}}_{n_{oy}}$$

$$[h_{oy}] = \left[\frac{G}{K_y aS} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{м}^3 \cdot \text{сек}}{\text{сек} \cdot \text{кг} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{м}^2} \right] = [\text{м}]$$

и носит название высоты единицы переноса (ВЕП).

Аналогично для фазы Φ_x :

$$h_{ox} = \frac{L}{K_x aS}$$

Высота единицы переноса соответствует высоте аппарата, эквивалентной одной единице переноса.

Величина ВЕП обратно пропорциональна объемному коэффициенту массопередачи. Следовательно, чем выше интенсивность массопередачи в аппарате, тем меньше в нем величина ВЕП.

Объемные коэффициенты массоотдачи и массопередачи

В барботажных аппаратах поверхность контакта фаз – это совокупность поверхностей: брызг, пены и пузырей.

В насадочных аппаратах это некоторая «активная» часть геометрической поверхности насадки, смачиваемая жидкостью. Поэтому коэффициенты массоотдачи и массопередачи относят к рабочему объему аппарата V , который связан с поверхностью контакта зависимостью:

$$V = \frac{F}{a}$$

где a – удельная поверхность контакта фаз, т.е. поверхность, отнесенная к единице рабочего объема аппарата.

Подставив в выражение:

для фазы Φ_y

$$M = \beta_y F(y - y_{гр})$$

для фазы Φ_x

$$M = \beta_x F(x_{гр} - x)$$

Величину $F = a \cdot V$ получим:

$$M = \beta_y aV(y - y_{гр}) = \beta_{yV} V(y - y_{гр})$$

$$M = \beta_x aV(x_{гр} - x) = \beta_{xV} V(x_{гр} - x)$$

Аналогична подстановка:

для фазы Φ_y

$$M = K_y F(y - y^*)$$

для фазы Φ_x

$$M = K_x F(x^* - x)$$

$$M = K_y a V(y - y^*) = K_{yV} V(y - y^*)$$

$$M = K_x a V(x^* - x) = K_{xV} V(x^* - x)$$

Величины $\beta_{yV} = \beta_y a$ и $\beta_{xV} = \beta_x a$ называются объемными коэффициентами массоотдачи, а величины $K_{yV} = K_y a$ и $K_{xV} = K_x a$ объемными коэффициентами массопередачи.

Тогда если $[M] = [\text{кг/сек}]$, а $[\Delta y_{cp}] = [\text{кг/м}^3]$,

то

$$[K_{yV}] = \left[\frac{M}{V(y - y^*)} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{сек} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}} \right] = [\text{сек}^{-1}] = [K_{xV}] = [\beta_{xV}] = [\beta_{yV}]$$

Коэффициент извлечения (обогащения)

Эффективность работы массообменных аппаратов можно охарактеризовать степенью извлечения распределяемого компонента.

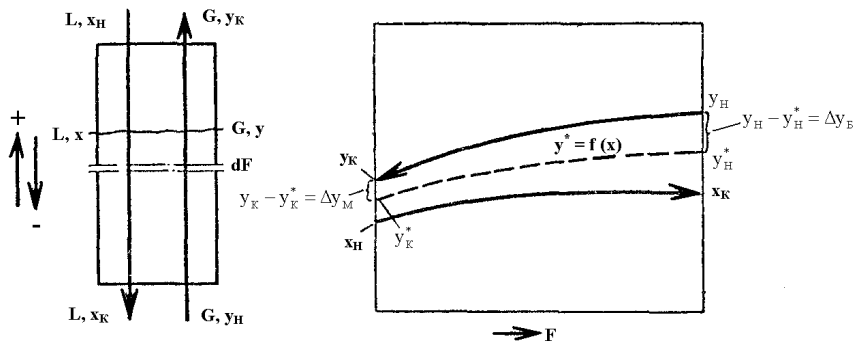


Рисунок 6. Движущая сила процесса.

$G = \text{const}$; $L = \text{const}$; $y^* = f(x)$ – линия равновесия.

При противотоке количество распределяемого компонента из фазы Φ_y $M = G(y_H - y_K)$. Тогда предельно возможное поглощение этого компонента фазой Φ_x может быть достигнуто в том случае, если при противотоке фаза, отдающая распределяемый компонент M (фаза Φ_y), на выходе из аппарата будет находиться в равновесии с поступающей в него жидкостью (концентрацией x_H), т.е. будет иметь концентрацию y_H^* . Соответственно, максимально возможное увеличение $a(y_H - y_H^*)$.

Отношение действительного количества компонента, перешедшего в аппарате из фазы в фазу, к тому количеству, которое максимально может перейти, является важной характеристикой массообменного аппарата и носит название коэффициента извлечения:

$$\varphi = \frac{y_n - y_k}{y_n - y_n^*}$$

В том случае рабочая и равновесная линии – прямые, а уравнение линии равновесия $y_n^* = mx_n$. Тогда:

$$\varphi = \frac{y_n - y_k}{y_n - mx_n}$$

Характеристики двухфазных систем жидкость – пар

Если система состоит из $K = 2$ и имеются две фазы $\Phi = 2$, то число степеней свободы:

$$C - K + 2 - \Phi = 2 + 2 - 2 = 2$$

Следовательно, из трех независимых переменных, определяющих состояние системы t, p, c , можно выбрать две, третья переменная уже не будет произвольной.

В связи с этим для физико-химической характеристики бинарных систем жидкость – пар удобно пользоваться фазовыми диаграммами.

Если $t = \text{const}$ построить зависимость $p - x$.

Если $p = \text{const}$ построить зависимость температур кипения жидкости и конденсации паров от составов жидкой и паровой фаз ($t - x - y$).

Если $t = \text{const}, p = \text{const}$ можно найти зависимость между равновесными составами фаз ($y - x$).

Классификация бинарных смесей. В зависимости от взаимной растворимости компонентов различают: 1) жидкости с неограниченной взаимной растворимостью; 2) взаимно нерастворимые; 3) ограниченно растворимые друг в друге.

Жидкости с неограниченной взаимной растворимостью в свою очередь делятся на идеальные и неидеальные смеси.

Идеальные растворы следуют законам Рауля и Дальтона.

При смешивании компонентов идеального раствора тепловой эффект отсутствует и объем смеси практически не изменяется.

Закон Рауля:

$$p_{н.к.А}^* = P_A x_A$$

где p_A – давление насыщенного пара низкокипящего компонента А.

$$p_B = P_B x_B + P_B (1 - x_A)$$

где x_B – мольная доля компонента В.

Закон Дальтона:

$$P = p_A + p_B$$

При $t = \text{const}$ парциальное давление компонентов, а также общее давление, находится в линейной зависимости от мольной доли низкокипящего компонента.

Построим изотермы парциальных давлений компонентов и общего давления для идеальных растворов ($p - x$).

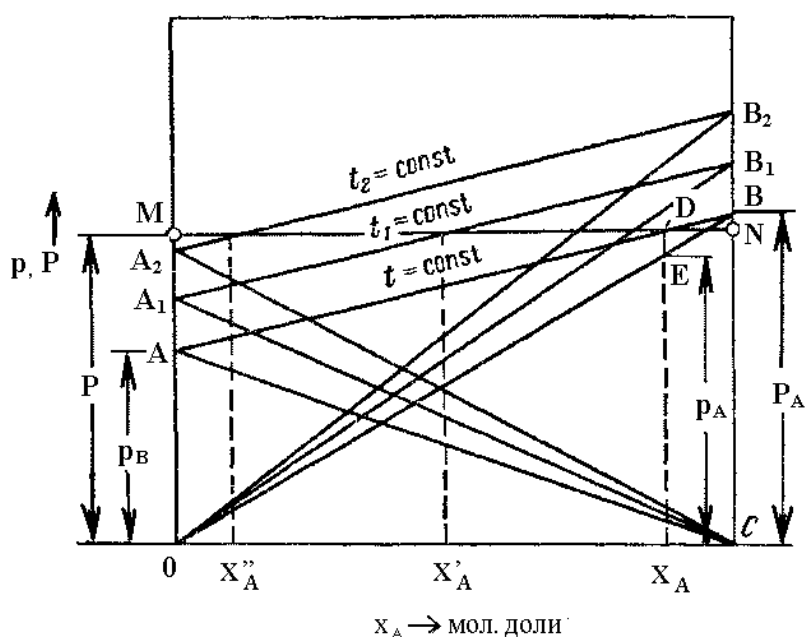


Рисунок 7. Равновесное состояние систем.

$t = \text{const}$ прямые OB и CA изображают изменение парциальных давлений компонентов (p_A и p_B), а AB – изменение общего давления над раствором. Вертикальные отрезки CB и OA – выражают давления насыщенных паров чистых компонентов (P_A и P_B).

$$t_{\text{кип}} = f(P)$$

Для ее определения строят по значениям давлений насыщенных паров чистых компонентов изотермы A_1B_1 и A_2B_2 , которые выражают общее давление паров при t_1 и t_2 .

MN – горизонтальная прямая, соответствующая внешнему давлению и получаем точку D на пересечении AB и MN . Смесь состава x_A кипит при температуре в точке D .

Для построения зависимости температур кипения и конденсации от состава фаз ($t - x - y$) на оси ординат откладывают температуры кипения t_1, t_2 ,

t_3 , соответствующие составам жидких смесей x_1, x_2, x_3 , отложенные на оси абсцисс. Через полученные точки и точки t_B и t_A , соответствующие температурам кипения чистых компонентов проводим линию кипения $AA_1A_2A_3B$

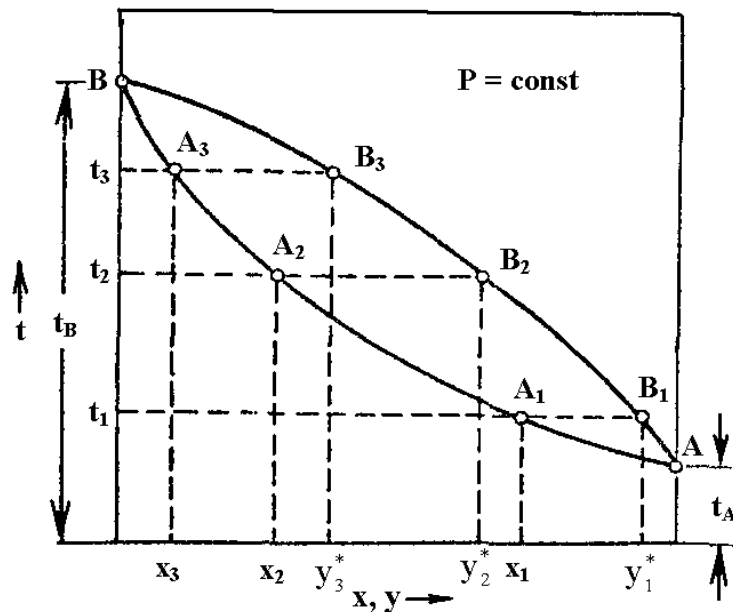


Рисунок 8. Зависимость состава фаз и температур.

Затем на оси абсцисс откладывают определенные по закону Рауля равновесные составы паров y_1^*, y_2^*, y_3^* и проводят из соответствующих им точек прямые до пересечения с изотермами t_1, t_2, t_3 . Соединив точки $ABB_1B_2B_3$, получаем линию конденсации.

Диаграмма равновесия пар – жидкость ($y - x$)

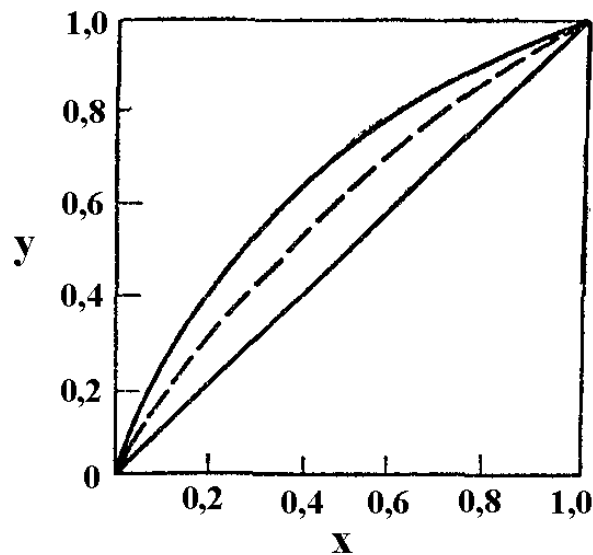


Рисунок 9. Равновесная кривая.

На диаграмму наносится линия равновесия, выражающая зависимость между равновесными составами (по низкокипящему компоненту – НК), жидкой x и паровой y фаз.

С жидкостью, состоящей из чистого НК, находится в равновесии пар, содержащий 100% НК. Линия равновесия и диагональ квадрата ограничивают область взаимного существования двух фаз. Выпуклость линии равновесия зависит от отношения теплот испарения компонентов $\frac{r_A}{r_B}$. При $\frac{r_A}{r_B} < 1$ с увеличением давления кривая равновесия становится менее выпуклой.

Уравнение равновесия:

$$y_A^* = \frac{P_A}{P} x_A$$

для идеального раствора:

$$y_A^* = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A}$$

где $\alpha = \frac{P_A}{P_B}$ – относительная летучесть компонентов смеси, равная отношению давлений паров чистых компонентов при одинаковом внешнем давлении.

Взаимное положение кривых на фазовых диаграммах $t - x - y$ определяется первым законом Коновалова: пар обогащается тем компонентом, при добавлении которого к жидкости повышается давление над ней или снижается ее температура кипения.

Закон Коновалова дополняется законом Вревского: при повышении температуры смеси испаряется преимущественно тот компонент, парциальная мольная температура испарения которого больше, что обуславливает относительно большее содержание этого компонента в паре (этот закон выражает общий принцип Ле – Шателье).

Гидродинамические режимы работы тарелок

Выделяю следующие гидродинамические режимы работы контактных устройств:

1. пузырьковый – поверхность контакта фаз на тарелке невелика;
2. пенный – поверхность контакта фаз максимальна. Разрушается вследствие сопротивления барботажного слоя. Газо-жидкостная дисперсионная система – пена.
3. струйный (инжекционный) режим. Струя не разрушается и при выходе на поверхность барботажного слоя образует большое количество брызг – поверхность контакта резко уменьшается.

Зависимость гидравлического сопротивления насадки от скорости газа
в колонне

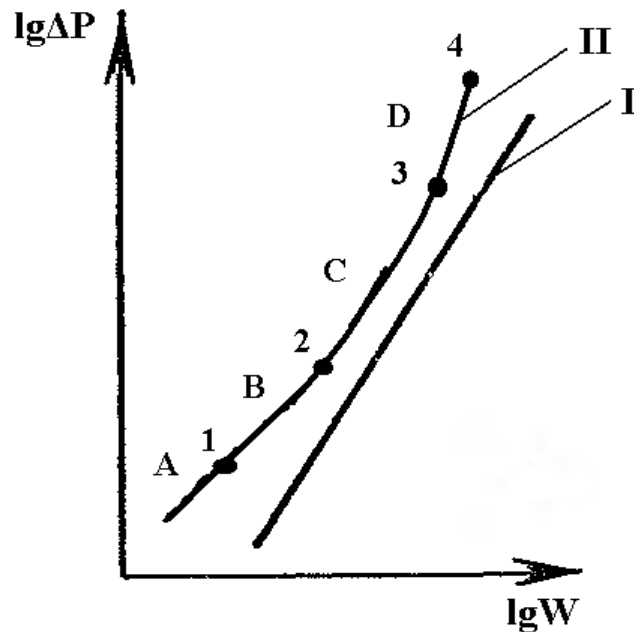


Рисунок 10. Режимы работы насадки. 1 – для сухой насадки; II – для орошаемой насадки; 1 – точка торможения; 2 – точка подвисяния; 3 – точка инверсии; 4 – точка захлебывания; А – пленочный режим; В – промежуточный режим; С – турбуляционный режим; D – режим эмульгирования.

Уравнения рабочих линий

Воспользуемся общим для всех массообменных процессов уравнением концентрации на верхнем конце колонны:

$$y = \frac{L}{G} x + \left(y_n - \frac{L}{G} x_k \right) \quad (1)$$

Применяя это уравнение к процессу ректификации, выразим все входящие в него величины в мольных единицах.

Укрепляющая часть колонны. Количество жидкости (флегмы), стекающее по этой части колонны:

$$L = \Phi = PR$$

где $R = \frac{\Phi}{P}$ – флегмовое число.

Количество паров, поднимающихся по колонне:

$$G = P + \Phi = P + PR = P(R + 1)$$

Для верхнего конца колонны: состав паров $y_G = y_p$. Допускаем $y_p = x_p$, следовательно $y_n = x_p$

В том же сечении колонны состав жидкости (флегмы), поступающей из дефлегматора, $x_\Phi = x_p$, т.е. $x_k = x_p$. Подставив в уравнение (1) получим:

$$y = \frac{PR}{P(R+1)}x + \left[x_p - \frac{PR}{P(R+1)}x_p \right]$$

откуда

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_p}{R+1}$$

где $\frac{R}{R+1} = \operatorname{tg}\alpha = A$ – тангенс угла наклона рабочей линии к оси абсцисс;

$\frac{x_p}{R+1} = B$ – отрезок, отсекаемый рабочей линией на оси ординат.

Исчерпывающая часть. Обозначим количество питания, приходящегося на 1 кмоль дистиллята, через $f = \frac{F}{P}$, то $F = Pf$ и количество жидкости, стекающей по исчерпывающей части колонны:

$$L' = \Phi + F = PR + Pf = P(R + f)$$

Количество пара, проходящего через нижнюю часть, равно количеству пара, поднимающегося по верхней части:

$$G' = G = P(R + 1)$$

Для низа колонны $x'_k = x_w$ и $y'_n = y_w = x_w$, получим:

$$y = \frac{P(R+f)}{P(R+1)}x + \left[x_w - \frac{P(R+f)}{P(R+1)}x_w \right]$$

$$y = \frac{R+f}{R+1}x + \frac{1-f}{R+1}x_w$$

где $\frac{R+f}{R+1} = \operatorname{tg}\alpha' = A'$ – тангенс угла наклона рабочей линии к оси ординат;

$\frac{1-f}{R+1} = B'$ – отрезок, отсекаемый рабочей линией на оси абсцисс.

Допущение о равенстве составов пара и жидкости на концах колонны. Построение рабочих линий $y - x$.

Расчет минимального флегмового числа:

$$B_{\max} = \frac{x_p}{R_{\min} + 1}$$

R уменьшается – V увеличивается; R увеличивается – V уменьшается;
 $A = A' = 1$; $B = B' = 0$; $R = \infty$.

$$R_{\min} = \frac{x_P - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{y_P - y_F^*}{y_F^* - x_F}$$

$R = \infty$, $P = 0$, расход греющего пара в кипятильнике наибольший; R_{\min} рабочая линия пересекается с линией равновесия в точке пересечения движущая сила равна 0 → бесконечно большое число ступеней, бесконечно большая высота аппарата → расход греющего пара min.

С увеличением R высота аппарата уменьшается, а расход греющего пара возрастает.

Расчет действительного флегмового числа

С увеличением R возрастает движущая сила процесса и уменьшается необходимое число теоретических и, соответственно, действительных ступеней. В итоге, при некотором флегмовом числе рабочий объем колонны станет минимальным и, следовательно, будет минимальна стоимость.

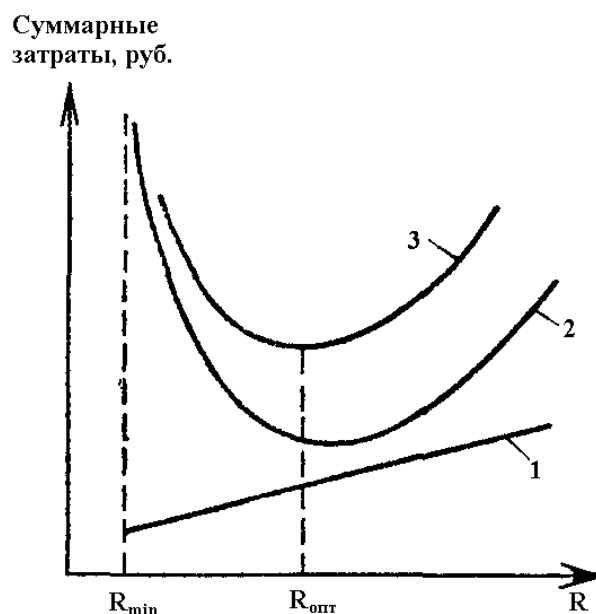


Рисунок 11. Суммарные затраты. 1 – эксплуатационные расходы; 2 – капитальные затраты; 3 – общие затраты на ректификацию.

Скорость массопередачи

Закон Фика: количество вещества dM , продиффундировавшего за время $d\tau$ через элементарную поверхность dF (нормальную к направлению диффузии), пропорционально градиенту концентрации $\frac{dc}{dn}$ этого вещества:

$$dM = -D dF d\tau \frac{dc}{dn}$$

или

$$M = -DF\tau \frac{dc}{dn}$$

Удельный поток вещества или скорость молекулярной диффузии:

$$q_m = \frac{M}{F\tau} = -D \frac{dc}{dn}$$

где D – коэффициент молекулярной диффузии.

$$[D] = \left[\frac{Mdn}{dcF\tau} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{сек}} \right]$$

Коэффициент диффузии показывает, какое количество вещества диффундирует в единицу времени через единицу поверхности при градиенте концентрации, равной единице.

D возрастает с увеличением температуры и понижением давления.

D – физическая константа и не зависит от гидродинамических условий.

Весовые и мольные доли

Пусть смесь, состоит из компонентов A, B, \dots, K, \dots, N ; весовые доли (или весовые проценты), которых в смеси $\bar{x}_A, \bar{x}_B, \dots, \bar{x}_K, \dots, \bar{x}_N$ и молекулярные веса равны $M_A, M_B, \dots, M_K, \dots, M_N$.

Число молей компонента K , приходящегося на 1 кг смеси, составляет $\frac{\bar{x}_K}{M_K}$.

Соответственно содержание этого компонента в смеси (в мол. долях):

$$x_K = \frac{\frac{\bar{x}_K/M_K}{\frac{\bar{x}_A}{M_A} + \frac{\bar{x}_B}{M_B} + \dots + \frac{\bar{x}_K}{M_K} + \dots + \frac{\bar{x}_N}{M_N}}}{\sum \frac{\bar{x}}{M}}$$

Массы отдельных компонентов, содержащихся в 1 кмоль смеси, составляют $M_A, x_A, M_B, x_B, \dots, M_K, x_K, \dots, M_N, x_N$, а общая масса 1 кмоль смеси:

$$M_A x_A + M_B x_B + \dots + M_K x_K + \dots + M_N x_N = \sum M x$$

Соответственно весовая доля K -го компонента:

$$\bar{x}_K = \frac{M_K x_K}{\sum M x}$$

Объемная концентрация и весовые доли

Обозначим объемные концентрации компонентов в смеси через: $c_A, c_B, \dots, c_K, \dots, c_N$ кг/м³. Сумма $c_A + c_B + \dots + c_K + \dots + c_N$ представляет собой массу смеси в 1 м³ ее объема, или плотность смеси. Следовательно, весовая доля любого компонента выражается через его объемную концентрацию:

$$\bar{x}_K = \frac{c_K}{\rho}$$

Относительные концентрации

Пусть \bar{X} и \bar{Y} – относительные весовые концентрации распределяемого компонента во взаимодействующих фазах Φ_x и Φ_y . В жидкой \bar{X} кг/кг Н₂О, в газовой \bar{Y} кг/кг воздуха. Общая масса фаз $(1 + \bar{X})$ кг и $(1 + \bar{Y})$ кг.

Соответственно весовая концентрация \bar{x} и \bar{y} распределяемого компонента:

$$\bar{x} = \frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}} \quad \bar{y} = \frac{\bar{Y}}{1 + \bar{Y}}$$

отсюда

$$\bar{X} = \frac{\bar{x}}{1 - \bar{x}} \quad \bar{Y} = \frac{\bar{y}}{1 - \bar{y}}$$

Если концентрация распределяемого компонента зона в мольных долях, то его относительная концентрация:

$$\bar{X} = \frac{M_x}{M_H (1 - \bar{x})} \quad \bar{Y} = \frac{M_y}{M_H (1 - y)}$$

где M, M_H – молекулярный вес распределяемого компонента и носителя, кг.

Способы выражения состава фаз

Обычно количественный состав фаз выражают:

1. в объемных концентрациях, принимая за единицу массы 1 кг или 1 кмоль; объемная концентрация представляет собой число кг или кмольей данного компонента, приходящееся на единицу объема фазы ($\text{кг}/\text{м}^3$ или $\text{кмоль}/\text{м}^3$);

2. в весовых или мольных долях, представляющих собой отношение кг или кмольей данного компонента к массе всей фазы, выраженной в кг или кмольях;

3. в относительных концентрациях, т.е. в виде отношения кг или кмольей данного компонента, являющегося распределяемым веществом, к числу кг или кмольей компонента – носителя, количество которого остается постоянными в процессе массопередачи.

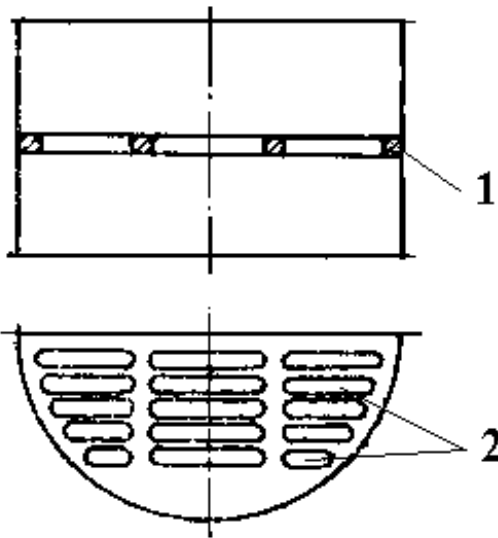
Конструкции массообменных аппаратов

Таблица 2 Классификация массообменных аппаратов

Массообменные аппараты			
С фиксированной поверхностью фазового контакта	С поверхностью контакта, образуемой в процессе движения потоков		С внешним подводом энергии
– Пленочные			– С механическими мешалками
– Полочные	Тарельчатые	Насадочные	– Пульсационные
– Распылительные	– Колпачковые	– Со смоченной насадкой	– Ротационные
	– Клапанные	– С затопленной насадкой	
	– Ситчатые		
	– Струйные		
	– Решетчатые		
	– S – образные		

Тарельчатые колонны

с решетчатой тарелкой



с дырчатой тарелкой

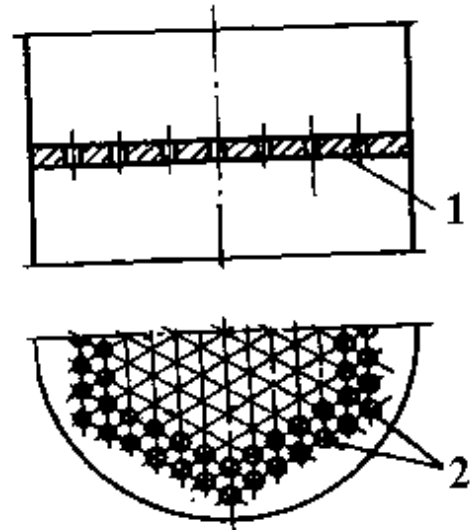
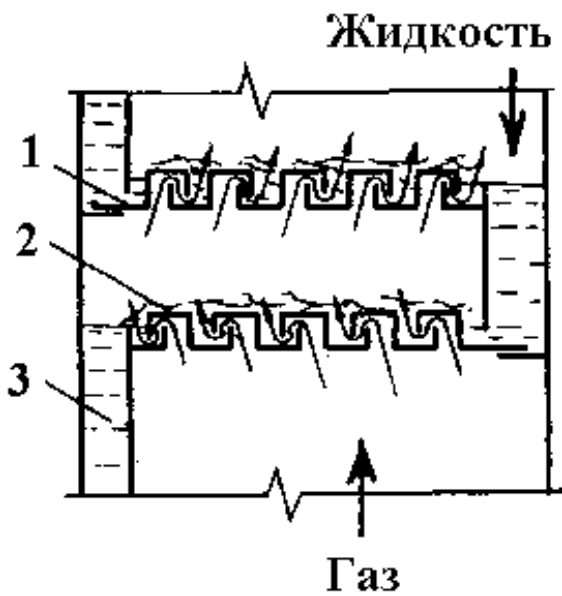


Рисунок 12. Решетчатая и дырчатая тарелки. 1 – тарелка; 2 – отверстия

с S – образными элементами



с подвижной шаровой насадкой

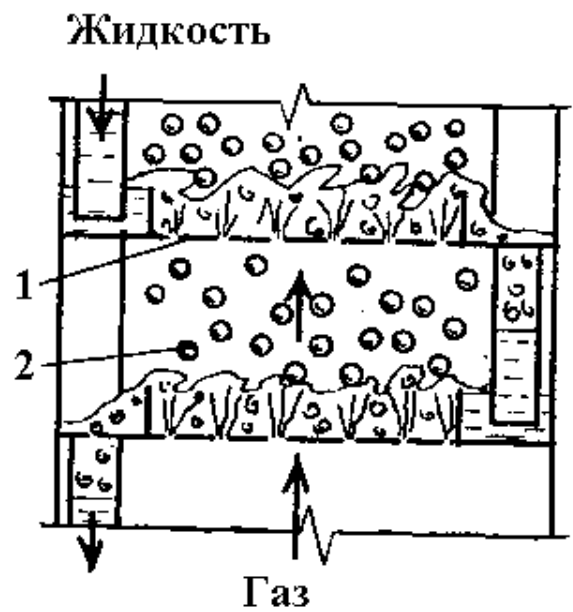
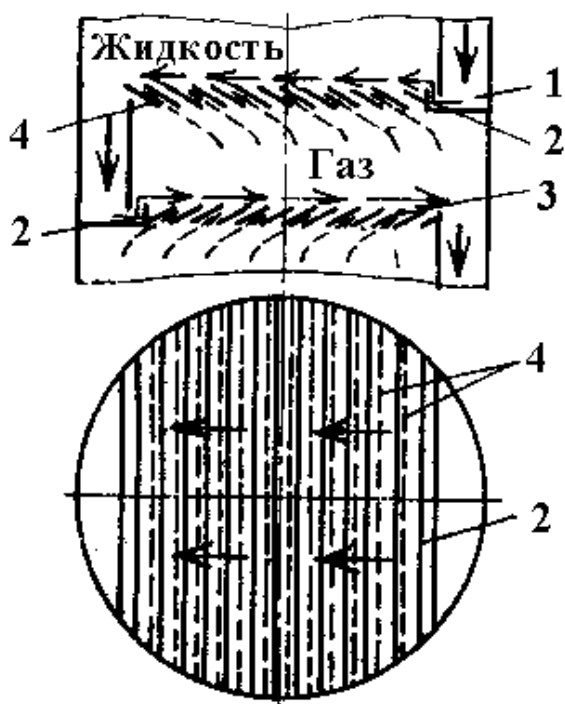


Рисунок 13. Направление движения жидкости 1 – тарелка; 1 – тарелка ситчатая; 2 – S – образные элементы; 2 – насадка шаровая; 3 – переливная трубка.

со струйной тарелкой



с двойной зоной фазового контакта

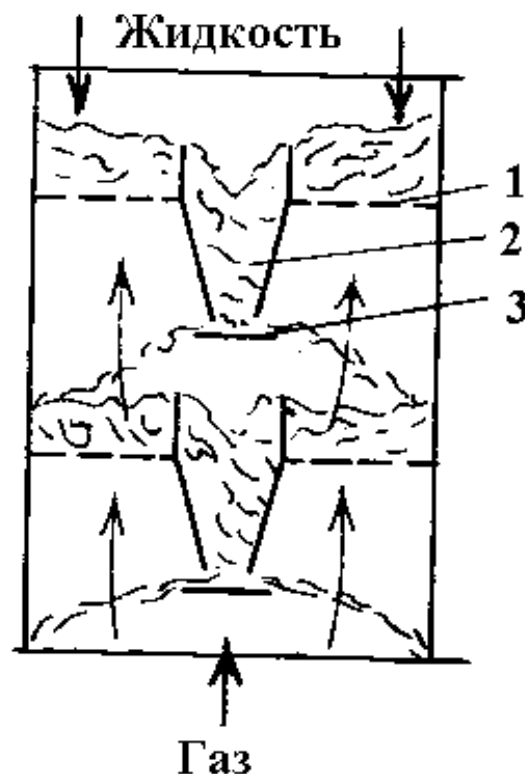


Рисунок 14. Струйная тарелка и тарелка с двойной зоной контакта. 1– пластина; 2 – карман сливной; 1 – тарелка ситчатая; 3 – перегородка переливная; 4 – тарелка; 2 – насадка шаровая; 3 – диск распыляющий.

По способу слива жидкости: 1) тарелки со сливным устройством; 2) тарелки без сливного устройства.

Колпачковые тарелки – ТСК; с туннельными колпачками – ТСТ; с чугунными колпачками – ТЧК; с медными – ТМК; с S – образными элементами – ТСБ.

– Колпачковые тарелки стальные $d_{\text{опр}} = 400; 500; 600; 800; 1000$ мм колпачки царговые.

$d_{\text{колп}} = 80; 100; 150$ мм; углеродистая сталь СтЗкп; легированная сталь 08Х13; 12Х18ХН10Т.

Колпачки с прорезями: ширина – 4 мм, высота 15, 20, 30 мм.

Расстояние между тарелками – 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500 мм.

– ТСК – Р (секции), d от 1000 – 3600 мм, цельносварные.

– ТКК (керамические), стойкие к кислотам:

тарелка цельная, d до 600 мм, пластмассы;

составная, d от 800 до 1800 мм.

– ТСТ, $d \geq 1400$ мм, для нефтеперерабатывающей промышленности, длина колпачка 760, 810, 1092 и 1800 мм; ширина и высота 80 мм.

– клапанные тарелки d от 1000 до 4000мм, материал тарелки ВСтЗсп4, 08Х13.

– Ситчатые тарелки, d от 1200 до 4000 мм, расстояние между тарелками – 450, 500, 600, 700, 800, 900 мм, суммарная площадь сечения отверстий 10% от площади тарелки.

– Решетчатые тарелки d от 1000 до 2400 мм, расстояние между тарелками от 300 – 600 мм.

Ситчатые тарелки. $d_{\text{отв}} = 1 - 5$ мм.

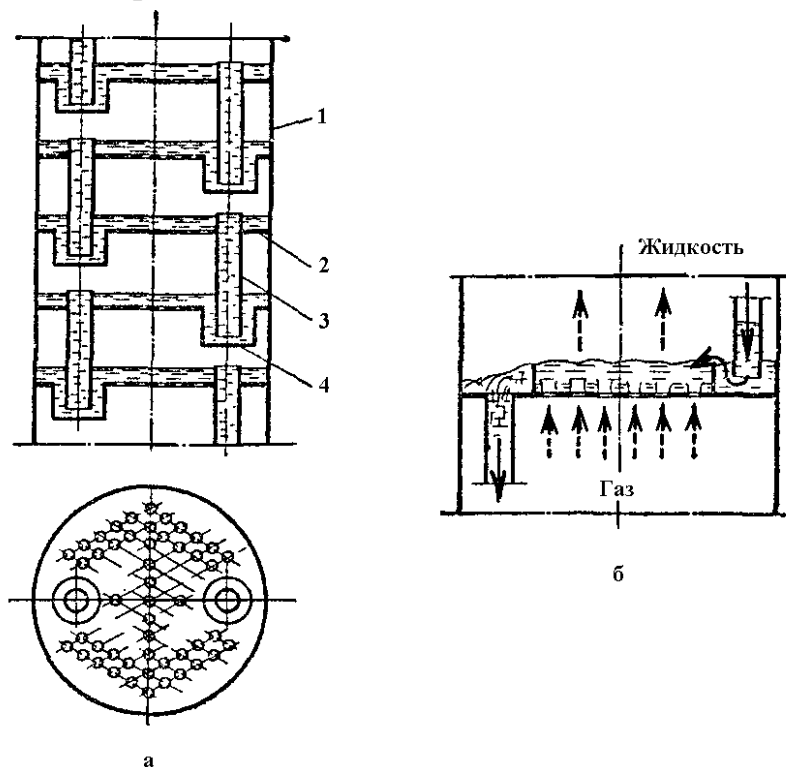


Рисунок 15. Схема перелива. а) схема устройства колонны; б) схема работы тарелки; 1 – корпус; 2 – тарелка горизонтальная; 3 – переливная труба; 4 – стакан.

Газ движется в виде отдельных струек и пузырьков. Но газ должен двигаться с определенной скоростью, чтобы жидкость не «проваливалась» в отверстия тарелки.

Тарелка имеет небольшое сопротивление, однако, чувствительна к загрязнению и не горизонтальному расположению.

Колпачковые тарелки – эти тарелки менее чувствительны к загрязнениям и отличаются более высоким интервалом устойчивой работы колонны. Прорези колпачков выполнены в виде зубцов треугольной или прямоугольной формы. Интенсивность образования пены и брызг зависит от скорости движения газа и глубины погружения колпачка в жидкость.

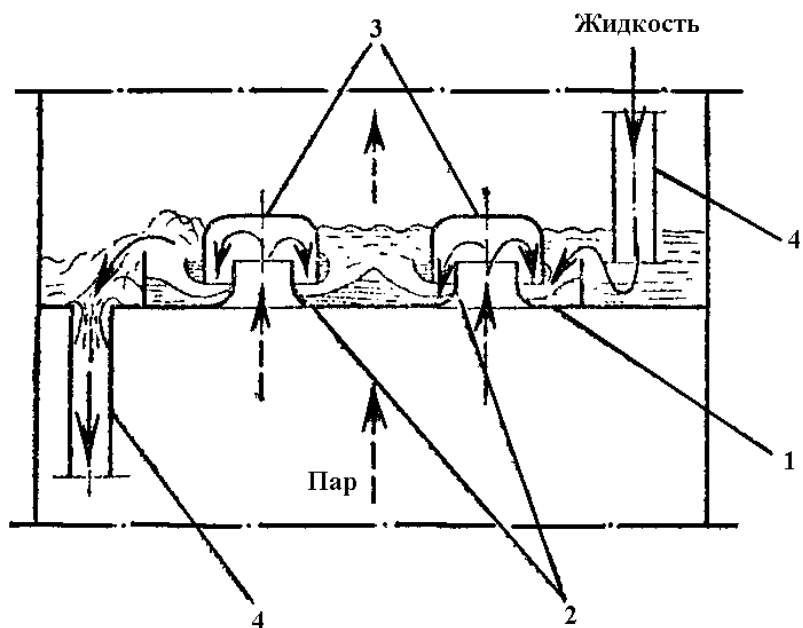


Рисунок 16. Схема контакта. 1 – тарелка; 2 – газовый патрубок; 3 – колпачки; 4 – сливные трубки.

Колпачковые тарелки изготавливают с радиальным или диаметральной переливом жидкости.

Тарелка с радиальным переливом представляет собой стальной диск 1, который крепится на прокладке 2 болтами 3 к опорному кольцу 4. Колпачки 5 располагаются в шахматном порядке. Жидкость переливается по периферийным сливным трубкам 6, движется к центру и сливается на следующую тарелку по центральной трубке 7 и затем снова движется к периферии.

Тарелка с диаметральной переливом жидкости представляет собой срезанный с двух сторон диск 1, установленный на опорном листе 2. С одной стороны тарелка ограничена приемным порогом 3, с другой – сливным порогом 4 со сменной гребенкой 5. Здесь вместо сливных трубок установлены сегментообразные отверстия, ограниченные перегородками 6, что снижает вспенивание жидкости при ее переливе.

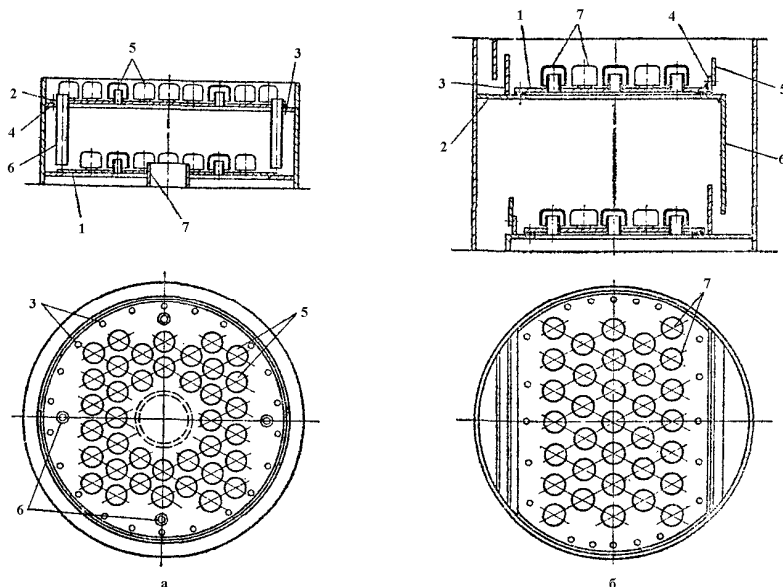


Рисунок 17. Сборка колпачковой тарелки. а – радиальный перелив; 1 – диск; 2 – прокладка; 3 – болты; 4 – опорное кольцо; 5 – колпачки; 6 – периферийные переливные трубки; 7 – центральная сливная трубка; б – диаметальный перелив; 1 – диск; 2 – опорный лист; 3 – приемный порог; 4 – сливной порог; 5 – сменная гребенка; 6 – перегородка; 7 – колпачки.

Недостатки: сложность устройства и высокая стоимость, низкие предельные нагрузки по газу, высокое гидравлическое сопротивление, трудность очистки.

Клапанные и балластные тарелки – в случае если скорость газа сильно меняется.

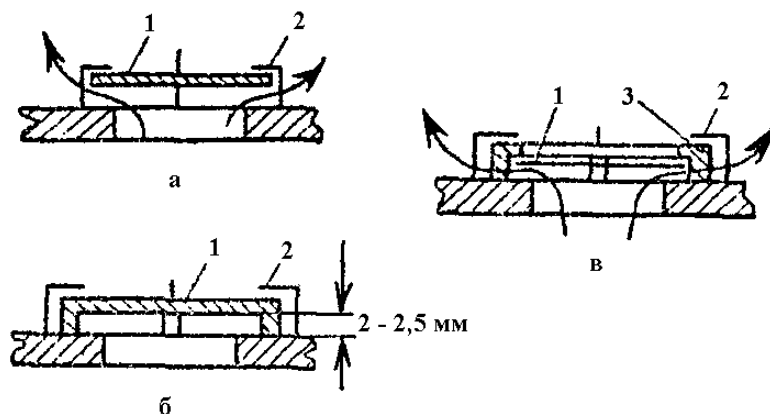


Рисунок 18. Схема клапана. а, б – круглые клапаны; в – тарелка с балластным клапаном; 1 – клапан; 2 – кронштейн – ограничитель; 3 – балласт.

Балластные тарелки отличаются по устройству от клапанных тем, что в них между легким круглым клапаном 1 и кронштейном – ограничителем 2 установлен на коротких стойках, опирающихся на тарелку, более тяжелый, чем клапан, балласт 3. Клапан начинает подниматься при небольших скоростях газа. С дальнейшим увеличением скорости газа клапан упирается в балласт и

поднимается вместе с ним. Они отличаются равномерной работой и полным отсутствием провала жидкости во всем интервале скоростей газа.

Клапанные тарелки. Диаметр клапана 45 – 50 мм, отверстия под клапаном 35 – 40 мм, шаг между ними 75 – 150 мм, высота подъема 6,5 – 8мм. Своим весом клапанные пластинки автоматически регулируют величину площади зазора между клапаном и плоскостью тарелки.

Достоинства: высокая пропускная способность, гидродинамическая устойчивость. Недостатки: высокое гидравлическое сопротивление, обусловленное весом клапана и балласта.

Колонны с провальными тарелками без сливных устройств: дырчатые (диаметр отверстий 4 – 10 мм, суммарная площадь сечения всех отверстий по отношению к сечению колонны составляет 10 – 25%); решетчатые (отверстия в виде выфрезерованных или выштампованных шелей шириной 3 – 8 мм); трубчатые (решетки, образованные из ряда параллельных труб, присоединенных к коллектору); волнистые тарелки (гофрированные металлические листы с отверстиями 4 – 8 мм).

Аппараты с внешним подводом энергии

Дробление потока с использованием механических и инерционных сил.

В зависимости от способа подвода энергии и конструктивных схем: 1) аппараты с мешалками; 2) роторные; 3) пульсационные – экстракция.

Конденсационно–испарительный способ:

– роторно–пленочная колонна. Недостатки: ограниченность по высоте и диаметру (требования к жесткости и прочности ротора), высокие эксплуатационные расходы.

– роторно–дисковые – разделение вследствие разности плотностей при обтекании кольцевых перегородок.

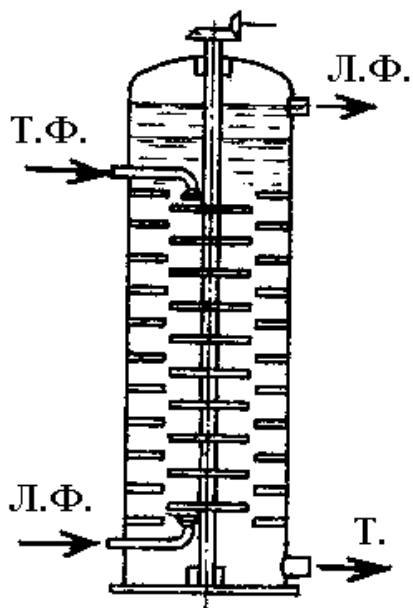


Рисунок 19. Роторно- дисковая колонна.

– роторно–центробежный экстрактор напорный.

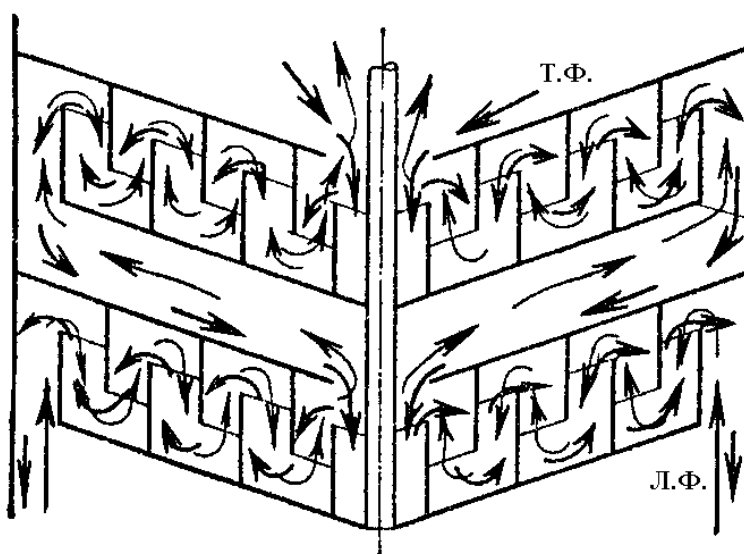


Рисунок 20. Схема движения жидкости

В каналах движется: ТФ – от оси к периферии ротора; ЛФ – от периферии к оси; ТФ – отводится у стенок аппарата; ЛФ – около оси аппарата.

Пульсационные аппараты – жидкости сообщают возвратно – поступательные колебания:

- 1) с помощью вибрирующих внутри аппарата перфорированных тарелок;
- 2) посредством специального механизма (пульсатора).

Пульсаторы могут быть: поршневые, пневматические, мембранные.

Ректификация непрерывного действия

1. Скорость пара:

$$W_{\text{п}} = \frac{K_1}{\sqrt{\rho_{\text{п}}}}$$

$$K_1 = 0,5 - 1,6; K_1 = 0,818$$

2. Площадь живого сечения колонны:

$$F = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{q_{\text{ср}}}{3600 (\rho_{\text{п}} W_{\text{п}})_{\text{ср}}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{3600 \pi} \cdot \frac{q_{\text{ср}}}{(\rho_{\text{п}} W_{\text{п}})_{\text{ср}}}} \approx 0,0188 \sqrt{\frac{q_{\text{ср}}}{(\rho_{\text{п}} W_{\text{п}})_{\text{ср}}}}$$

3. Высота аппарата:

$$H = n_d (h + \delta_r)$$

где δ_r – толщина тарелки;

h – расстояние между тарелками;

$$n_d = \frac{n_T}{\eta}; \quad \eta = 0,2 - 0,9$$

D	0 – 06	0,6 – 1,2	1,2 – 1,8	1,8 м
n	152	305	460	610 мм

$$h \approx 100 - 600 \text{ мм.}$$

4. Количество G_F , G_W

5. Расход греющего пара и охлаждающей воды.

6. Число колпачков:

$$n = \frac{0,1D^2}{d_{\Pi}^2}$$

Диаметр колпачка:

$$d_k = \sqrt{d_{\Pi}^2 + (d_{\Pi} + 2\delta)}$$

где δ – толщина стенки парового патрубка, мм.

Диаметр сливного патрубка:

$$d_c = 0,0188 \sqrt{\frac{G_{cp}}{\rho_{ж} W_c z_c}}$$

где z_c – число сливных патрубков (1– 8);

W_c – скорость жидкости 0,1 – 0,2 м/с;

G_{cp} – средней расход стекающей жидкости

Диаметр входных патрубков:

$$d_c = 0,0188 \sqrt{\frac{G}{\rho W}}$$

Сушка

В химической промышленности применяется искусственная (сушка материалов в специальных сушильных установках) и естественная сушка.

По способу подвода тепла к высушиваемому материалу различают следующие виды сушки:

1) конвективная сушка – путем непосредственного соприкосновения материала и сушильного агента;

2) контактная – путем передачи тепло от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку;

3) радиальная – путем передачи тепла инфракрасными лучами;

4) диэлектрическая – путем нагрева в поле токов высокой частоты.

А также специальные виды сушки.

Сушка — это процесс удаления влаги из твердого или пастообразного материала путем испарения содержащейся в нем жидкости за счет подведенной к материалу теплоты.

Сушка — весьма сложный комплекс тепловых, диффузионных, а часто биологических и химических явлений. Нет такой отрасли промышленности или сельского хозяйства, где бы она ни применялась. В химической промышленности высушивается более 200 тыс. материалов. Это продукты горно-химической и содовой промышленности, минеральные удобрения и пластмассы, разнообразные красители и средства защиты растений, каучуки и химические реактивы. Более 20% затрат топлива и электроэнергии в химии расходуется на выпарку и сушку.

Разнообразие свойств продуктов требует индивидуального подхода к разработке рациональных методов их сушки. Для проведения процесса сушки важное значение имеют такие свойства материала, как размеры и форма его частиц, влажность, допустимая температура нагрева, взрывоопасность и пожароопасность, химическая агрессивность и токсичность.

В химической технологии наибольшее распространение получили конвективный и контактный методы сушки. При конвективной сушке теплота передается от теплоносителя к поверхности высушиваемого материала, при контактной – теплота передается материалу через обогреваемую перегородку, соприкасающуюся с материалом. Несколько реже применяют радиационную сушку, (инфракрасными лучами) и сушку электрическим током (высокой или промышленной частоты); еще реже – сушку сублимацией в жидких средах со сбросом давления.

Ход процесса сушки. С течением времени влагосодержание высушиваемого материала уменьшается, изменяется его температура.

В ходе процесса сушки различаются три следующих друг за другом периода: период прогрева материала, первый (AB) и второй (BC) периоды сушки.

В первом периоде сушки влага испаряется с поверхности материала, поскольку она подводится из внутренних слоев в таком количестве, что

поверхность остается влажной (подвод из крупных пор). Температура материала в течение этого периода остается постоянной и близкой к температуре мокрого термометра (АВ). Скорость сушки (количество испаренной влаги в расчете на 1 кг абсолютно сухого материала в единицу времени) в этот период тоже постоянна и имеет наибольшее значение.

Во втором периоде сушки, который начинается с момента достижения критического влагосодержания, скорость процесса определяется скоростью перемещения влаги из внутренних слоев к поверхности; скорость сушки непрерывно падает, пока материал не достигнет равновесного влагосодержания, температура материала приближается к температуре окружающей среды (температуре воздуха — при конвективной сушке, температуре греющей поверхности — при контактной сушке).

Теплоносители. Теплоносителями в промышленных сушильных установках служат чаще всего воздух, топочные газы и водяной пар. В сушильных установках, малой производительности используются электрический ток промышленной и высокой частоты и радиационный нагрев.

Водяной пар предназначается для сушки термочувствительных материалов. Его используют как для нагрева высушиваемых материалов в контактных сушилках, так и для подогрева в теплообменниках (калориферах) воздуха, который затем направляется в качестве теплоносителя в конвективные сушилки. Пар — чистый теплоноситель. Температуру водяного пара легко регулировать путем дросселирования. Он обладает высокой теплотой конденсации и высоким коэффициентом теплоотдачи. Следовательно, его расход и требуемая поверхность теплоотдачи меньше, чем у горячего воздуха или топочных газов. Кроме того, пар безопасен в пожарном отношении.

Поступающий из котельной насыщенный пар всегда содержит некоторое количество воды в результате конденсации в паропроводе, и перед подачей на сушильную установку его надо осушить, используя конденсатоотводчик и пароперегреватели. Перегретый пар при охлаждении не будет конденсироваться до тех пор, пока его температура не станет равной температуре кипения воды при данном давлении. Обычно пар перегревают лишь настолько, чтобы он не конденсировался.

Топочные газы в смеси с атмосферным воздухом широко используют при сушке различных материалов, в том числе и органических продуктов. Многие материалы, например песок, глину, топливо, неорганические соли и т. д., высушивают при довольно высоких температурах — от 300 до 800° С и выше. Для этой цели можно использовать топочные газы, разбавляя их до нужной температуры атмосферным воздухом.

Если непосредственное соприкосновение топочных газов с материалом не рекомендуется, применяются огневые калориферы, в которых воздух подогревается топочными газами и направляется в сушилку.

Топочные газы получают при сжигании газообразного, жидкого (мазут, нефть) или твердого (уголь, торф) топлива в топках и смешивают их в

специальных камерах (камерах смешения) с атмосферным воздухом для получения смеси определенной температуры.

Топочные (дымовые) газы состоят из кислорода, азота, окиси и двуокиси углерода, сернистого газа и водяных паров. Состав топочных газов зависит от количества воздуха, подводимого в топку для сжигания топлива (первичный воздух) и подмешиваемого к продуктам сгорания для понижения их температуры до заданной (вторичный воздух).

Абсолютная влажность определяется количеством водяного пара в кг, содержащегося в 1 м^3 влажного воздуха.

Относительная влажность φ называется отношение массы водяного пара в 1 м^3 влажного воздуха $\rho_{\text{п}}$ при данных условиях, температуре и общем барометрическом давлении к максимально возможной массе водяного пара 1 м^3 воздуха $\rho_{\text{н}}$ (плотность насыщенного пара) при тех же условиях:

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{н}}}$$

Количество водяного пара, содержащегося во влажном воздухе и приходящегося на 1 кг абсолютно сухого воздуха, называется влагосодержанием:

$$x = \frac{m_{\text{п}}}{m_{\text{с.в.}}} = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{с.в.}}}$$

Энтальпия I влажного воздуха относится к 1 кг абсолютно сухого воздуха и определяется при данной температуре воздуха t ($^{\circ}\text{C}$) как сумма энтальпий абсолютно сухого воздуха $c_{\text{с.в.}}$, t и водяного пара $x i_{\text{п}}$ (Дж/кг сухого воздуха):

$$I = c_{\text{с.в.}} \cdot t + x i_{\text{п}}$$

Все эти данные можно найти по диаграмме $I - x$ Л.К. Рамзина.

После достижения равновесия между влажным воздухом и испаряющейся влагой температура последней примет постоянное значение, равное температуре мокрого термометра $t_{\text{м}}$

Форма связи влаги с материалом

П.А. Ребиндером предложена следующая классификация форм связи влаги с материалом: химическая, физико–химическая и физико–механическая.

Химически связанная влага наиболее прочно соединена с материалом и может быть удалена только при нагреве материала до высоких температур или в результате проведенной химической реакции.

В процессе сушки удаляется только влага, связанная с материалом физико–химически и механически. Механически связанная влага подразделяется на влагу макрокапилляров и микрокапилляров.

Изменение влажности материала в процессе сушки

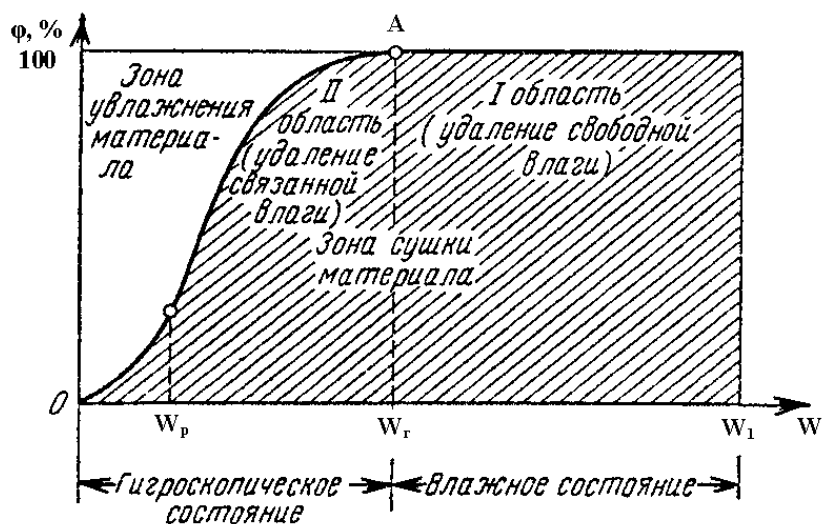


Рисунок 21. Типы связи влаги.

Под свободной – понимают влагу, скорость испарения которой, равна скорости испарения воды со свободной поверхности. Под связанной – понимают влагу, скорость испарения которой меньше скорости испарения воды со свободной поверхности.

Влажность материала может быть рассчитана по отношению к его общему количеству G или по отношению к количеству находящегося в нем абсолютно сухого вещества G_c :

$$G = G_c + G_{\text{вл}}$$

Влажность к общему количеству материала (в %):

$$\omega = \frac{G_{\text{вл}}}{G} \cdot 100$$

Влажность, отнесенная к количеству абсолютно сухого материала (в %):

$$\omega^c = \frac{G_{\text{вл}}}{G_c} \cdot 100$$

Материальный и тепловой баланс

Для составления баланса обозначим:

G_1 – количество влажного материала, поступающего на сушку, кг/ч;

G_2 – количество высушенного материала, кг/ч;

ω_1 и ω_2 – начальная и конечная влажность материала (считая на общую массу материала), %;

W – количество влаги, удаляемой из материала при сушке, кг/ч

Материальный баланс будет иметь вид:

по всему материалу, подвергаемому сушке:

$$G_1 = G_2 + W$$

по абсолютно сухому веществу в высушиваемом материале:

$$G_1 \frac{100 - \omega_1}{100} = G_2 \frac{100 - \omega_2}{100} \rightarrow$$

$$G_1 = G_2 \frac{100 - \omega_2}{100 - \omega_1} \quad G_2 = G_1 \frac{100 - \omega_1}{100 - \omega_2}$$

$$W = G_1 - G_2 \frac{100 - \omega_1}{100 - \omega_2} = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_1}$$

На сушку поступает воздух с влажностью x_0 кг/кг сухого воздуха, причем расход абсолютно сухого воздуха составляет L кг/ч. Из сушилки (при отсутствии потерь) выходит такое же количество абсолютно сухого воздуха, а влажность меняется до x_2 кг/кг сухого воздуха. Количество влаги, удаляемое из материала W кг/ч.

Тогда материальный баланс по влаге:

$$Lx_0 + W = Lx_2$$

расход абсолютно сухого воздуха на сушку:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0}$$

Удельный расход воздуха на испарение из материала 1 кг влаги:

$$\ell = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_0}$$

Приход тепла:

С наружным воздухом – LI_0

С влажным материалом:

с высушенным материалом – $G_2 c_M \theta_1$

с влагой, испаряемой из материала – $W c_B \theta_1$

С транспортными устройствами – $G_T c_T t_{ТН}$

В основном (внешнем) калорифере – Q_K

В дополнительном калорифере – Q_D

Расход тепла:

С отработанным воздухом – LI_2

С высушенным материалом – $G_2 c_M \theta_2$

С транспортными устройствами – $G_T c_T t_{ТК}$

Потери тепла в окружающую среду – $Q_{П}$

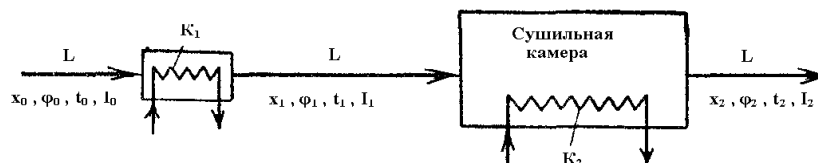


Рисунок 22. Схема нагрева.

На сушку поступает G_1 кг/ч исходного материала с температурой θ_1 °С. В сушилке испаряется W кг/ч влаги, из сушилки удаляется G_2 кг/ч высушенного материала с температурой θ_2 °С. Удельная теплоемкость высушенного материала c_m Дж/(кг·град) и теплоемкость влаги c_v Дж/(кг·град).

В сушилку подается влажный воздух (сушильный агент), содержащий L кг/ч абсолютно сухого воздуха. Перед калорифером воздух имеет энтальпию I_0 Дж/кг сухого воздуха; после нагрева, т.е. перед сушилкой энтальпия повышается до I_1 Дж/кг сухого воздуха. После выхода из сушилки энтальпия I_2 Дж/кг сухого воздуха.

В сушилке могут быть транспортные устройства, на которых находится материал. Пусть масса этого устройства G_T кг, удельная теплоемкость их материала c_T Дж/(кг·град), температура на входе в сушилку $t_{ТН}$, а на выходе $t_{ТК}$.

$$LI_0 + G_2 c_m \theta_1 + W c_v \theta_1 + G_T c_T t_{ТН} + Q_k + Q_d = LI_2 + G_2 c_m \theta_2 + G_T c_T t_{ТК} + Q_{\Pi}$$

Общий расход тепла на сушку $Q_k + Q_d$

$$Q_k + Q_d = L(I_2 - I_0) + G_2 c_m (\theta_2 - \theta_1) + G_T c_T (t_{ТК} - t_{ТН}) - W c_v \theta_1 + Q_{\Pi}$$

Принципиальная схема контактной сушилки

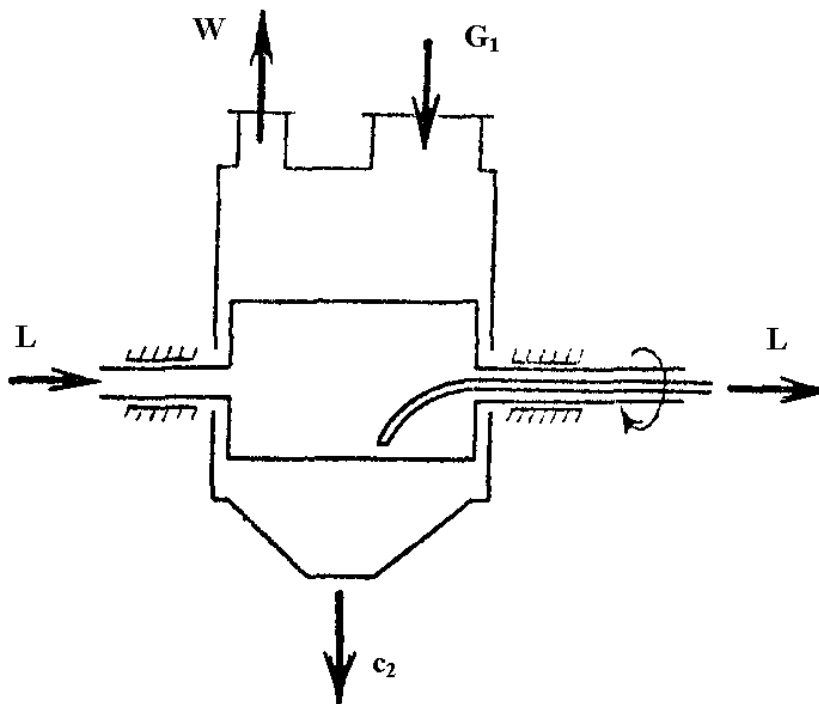


Рисунок 23. Схема контактной сушилки.

Устройство сушилок

Конвективная сушка

Камерные сушилки. Периодического действия, работают при атмосферном давлении. Материал располагается на лотках, устанавливаемых на стеллажах, находящихся внутри сушильных камер. Вентилятором подогретый воздух затягивается в камеру.

Туннельные сушилки. Здесь вагонетки с материалом перемещаются по рельсам вдоль длинной камеры прямоугольного сечения. На входе и выходе имеются герметичные двери. Сушильный агент движется прямотоком или противотоком. Недостатки: длительная и неравномерная сушка, ручное обслуживание.

Ленточные сушилки – непрерывная сушка при атмосферном давлении. Материал движется на ленте, натянутой между ведущим и ведомым барабанами. Влажный материал подается на один конец ленты и удаляется с другого, который обдаётся, горячим воздухом или топочными газами, которые движутся противотоком (одноленточные или многоленточные).

Барабанные сушилки

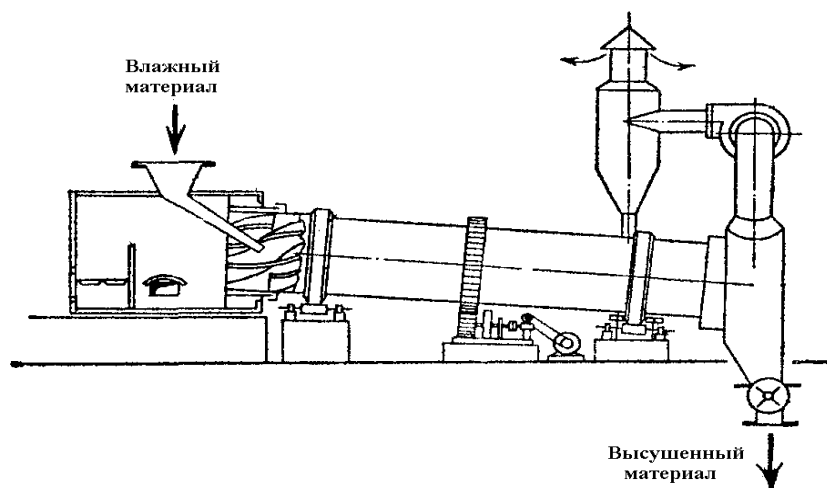


Рисунок 24. Барабанная сушилка.

Она состоит из барабана, устанавливаемого с небольшим уклоном к горизонту и опирающегося с помощью бандажей на ролики. Барабан приводится во вращение через зубчатую передачу и редуктор электродвигателем. Число оборотов барабана $5 - 8 \text{ мин}^{-1}$. Материал поступает через питатель, перемешивается лопастями и поступает на внутреннюю насадку. Сушильный агент движется прямотоком. Чтобы избежать усиленного уноса пыли скорость агента $2 - 3 \text{ м/сек}$. Перед выбросом агент очищается в циклоне от пыли, высушенный материал удаляется через разгрузочную камеру.

Насадка подъемно – лопастная, секторная, распределительная, перевалочная.

Диаграмма изменения влагосодержания и температуры во времени

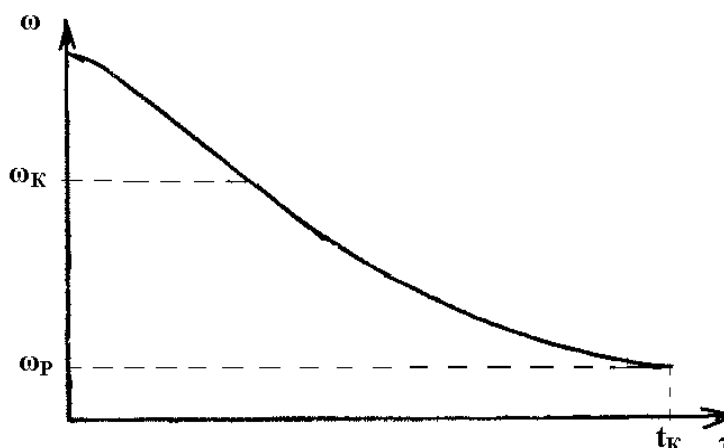


Рисунок 25. График изменения влагосодержания.

По характеру взаимодействия:

Таблица 3. Классификация сушилок.

Конвективные	Контактные	Специальные
– камерные	– гребковые вакуумные	– терморadiационные
– туннельные	– вальцевые	– высокочастотные (диэлектрические)
– барабанные	– барабанные	– сублимационные
– ленточные	– вакуум сушильные шкафы	– пневматические
– петлевые		
– турбинные		
– шахтные		
– с псевдооживленным слоем		
– с виброкипящим слоем		
– распылительные		
– аэрофонтанные		

Классификация:

- по величине давления в камере – атмосферные и вакуумные;
- по режиму работы – периодического и непрерывного действия;
- по направлению движения сушильного агента – прямоточные, противоточные, перекрестные, реверсивные;
- по характеру движения сушильного агента – с естественной и принудительной циркуляцией;

– по способу нагрева сушильного агента – с паровым подогревателем, с огневым подогревателем, путем смещения с топочными газами, с электронагревом.

Камерная – периодического действия, атмосферная, в маломасштабных производствах, противоточная.

Плита состоит из 16 пластин 1,5х0,3м; площадь одной пластины 0,132м², всей полки 2,11м².

Длительность сушки 20 – 50 мин.

Производительность по испаряемой влаге – 80 – 100 кг/ч; по сырому продукту 500 – 3500 кг/ч.

Туннельная: одноходовая, двухходовая.

Листовой и штучный материал; противоточный и смешанный ток. Скорость газа не менее 1 – 1,5 м/с.

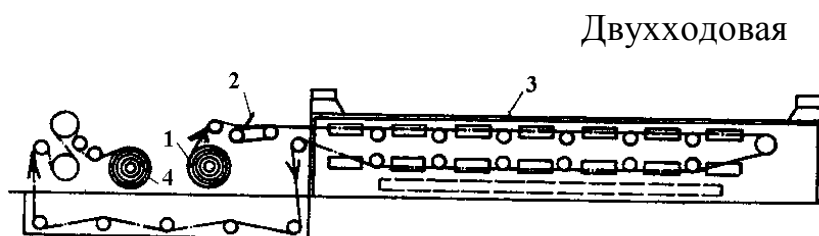


Рисунок 26. Ленточная сушилка. 1 – размоточное устройство; 2 – нож; 3 – туннель; 4 – намоточное устройство.

Ленточная:

Одноленточная

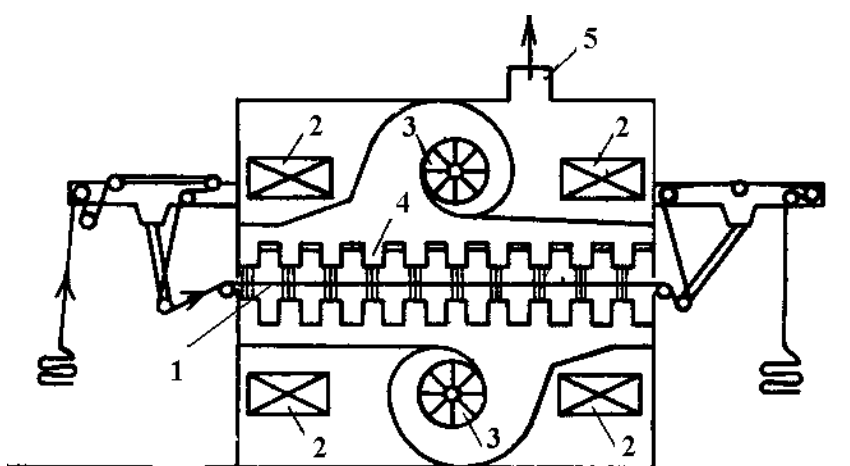


Рисунок 27. Схема одноленточной сушилки. 1 – лента; 2 – пароперегреватель; 3 – вентилятор; 4 – сопла; 5 – выход пара.

Многоленточная

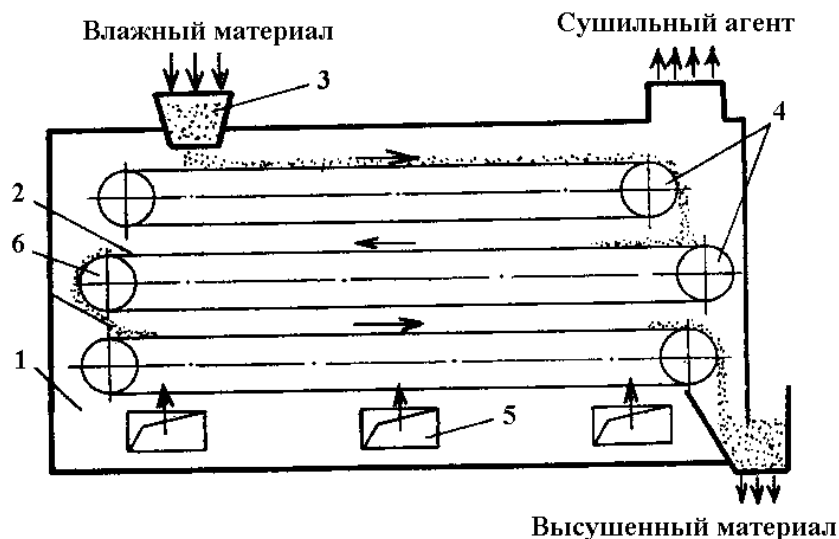


Рисунок 28. Схема многоленточной сушилки. 1 – камера сушилки; 2 – бесконечная лента; 3 – питатель; 4 – ведущие барабаны; 5 – калорифер; 6 – ведомые барабаны.

Петлевая. Длина петли 5 м; скорость выхода изделия: бумаги 6 – 10 м/мин, киноплёнки 4 – 7 м/мин; толщина слоя 5 – 25 м; температура агента 300 °С.

Линейная

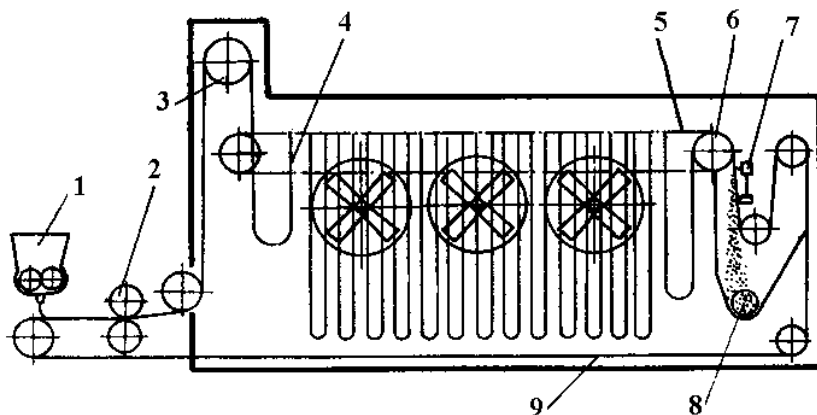


Рисунок 29. Петлевая сушилка. 1 – питатель; 2 – прижимные валки; 3 – направляющий барабан; 4 – сетчатая лента с пастой; 5 – транспортер, несущий петли; 6 – разгрузочный ролик; 7 – ударники; 8 – шнек для высушенного материала; 9 – пустая сетка.

Турбинные: рама + тарелки; 2 об/мин; турбина 60 об/мин; сыпучие материалы; диаметр сушилки до 12 м; число тарелок – 20 шт.

Шахтная сушилка: со свободным падением материала; с замедленным падением материала. Высота аппарата 60 – 80 м.

С псевдооживленным слоем: однокамерные, многокамерные.

Аэрофонтанные сушилки – скорость газа 0,2 – 0,5 м/с; с решеткой; без решетки.

Распылительная сушилка. Температура газа $\approx 110 - 850$ °С; давление воздуха $\approx 0,3$ МПа. Тангенциальный ввод теплоносителя.

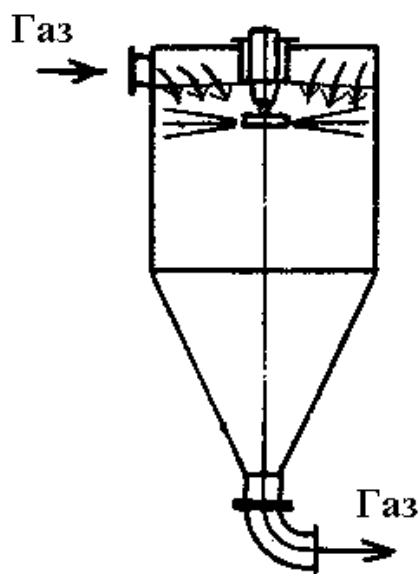


Рисунок 30. Распылительная сушилка.

Высокочастотная:

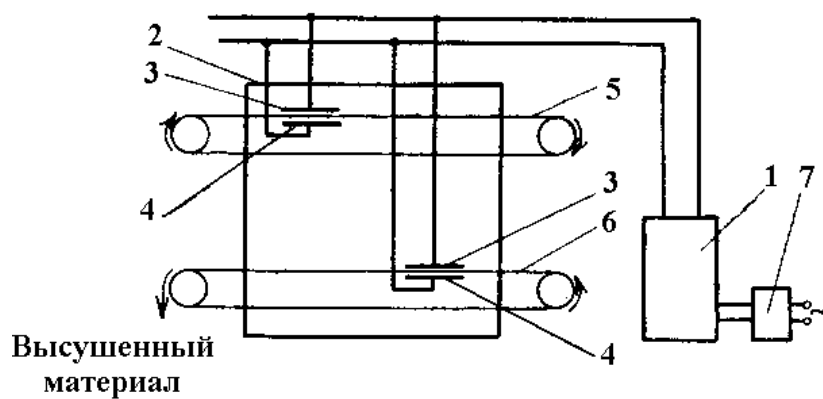


Рисунок 31. Высокочастотная сушилка. 1 – ламповый высокочастотный генератор; 2 – сушильная камера; 3, 4 – пластины конденсатора; 5, 6 – бесконечная лента с материалом; 7 – выпрямитель.

Пневматическая: со спиральным движением материала.

Терморрадиационная с газовым обогревом

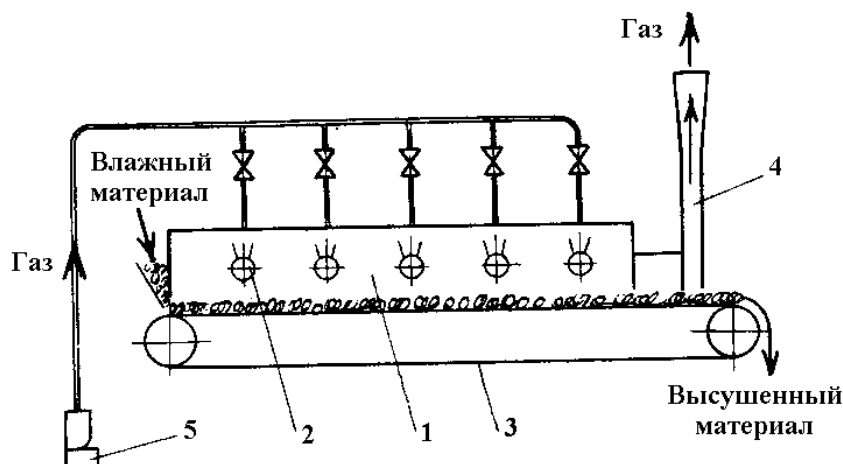


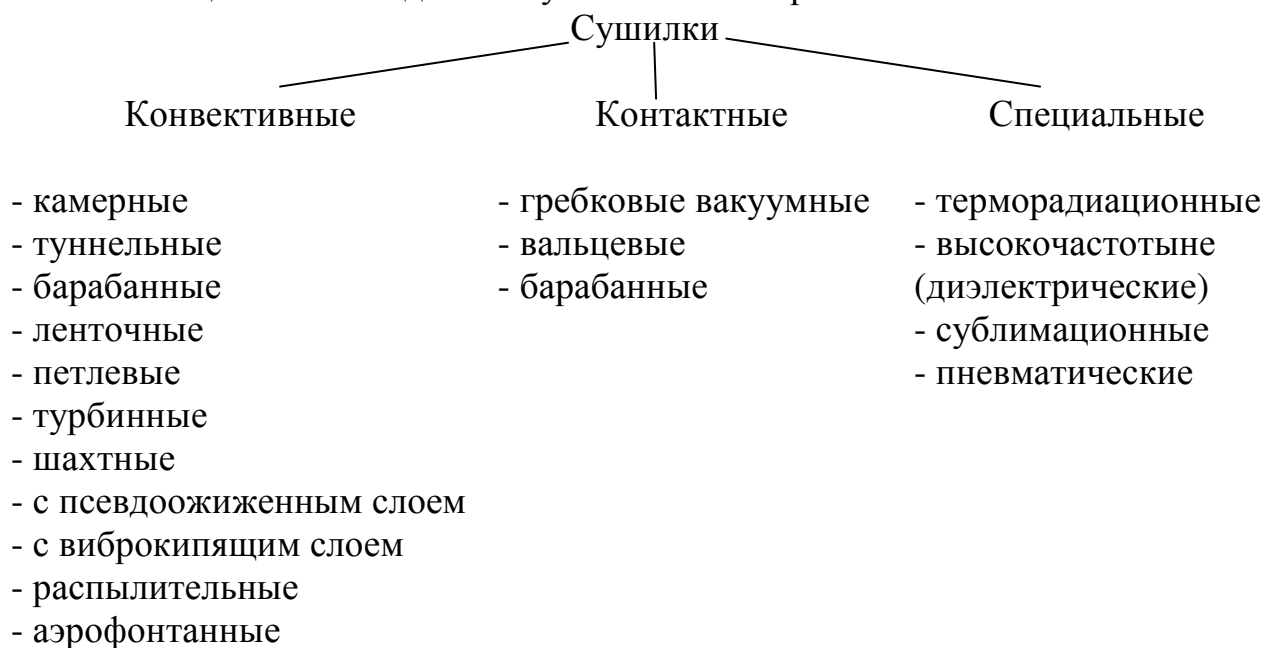
Рисунок 32. Терморрадиационная сушилка. 1 – излучающая панель; 2 – газовая горелка; 3 – транспортер; 4 – выхлопная труба; 5 – вентилятор.

Классификация сушилок

В химических и родственных им производствах применяется большое количество разнообразных сушильных аппаратов. Они отличаются друг от друга по многим признакам как конструктивного, так и технологического характера.

Учитывая, однако, что одним из важных вопросов при выборе сушильного аппарата является характер взаимодействия высушиваемого материала с теплоносителем и рабочими органами сушилки, можно привести схему классификации.

Таблица 4. Разновидности сушильных аппаратов.



Данная схема классификации основана на том, какой вид теплообмена существует в сушилке (конвенция или теплопроводность), как ведет себя материал в сушилке (неподвижен на рабочих органах или движется относительно них), каковы конструкции сушилок, используемых для реализации соответствующих методов сушки. Безусловно данная классификация не охватывает всех признаков отличия (или сходства) сушильных аппаратов, но она учитывает наиболее основные из них.

Кроме того, сушилки классифицируются еще по следующим признакам:
по величине давления в сушильном пространстве – атмосферные и вакуумные;

по режиму работы – периодического и непрерывного действия;

по направлению движения сушильного агента – прямоточные, противоточные, перекрестные, реверсивные;

по характеру движения сушильного агента – с естественной и с принудительной циркуляцией;

по способу нагрева сушильного агента – с паровыми подогревателями, с огневыми подогревателями, путем смешения с топочными газами, с электронагревом.

КОНВЕКТИВНЫЕ СУШИЛКИ

Эти сушилки являются наиболее распространенными в химической технологии. Существует большое число конструкций конвективных сушилок, Рассмотрим наиболее часто используемые аппараты и установки.

Камерные сушилки являются аппаратами периодического действия, работающими, как правило, под атмосферным давлением. Они используются в маломасштабных производствах для материалов, требующих невысокой температуры сушки. Материал в этих сушилках располагается на лотках (противнях), установленных на стеллажах или вагонетках.

Сушилка системы Строганова, предназначенная для сушки сыпучих зернистых материалов (например: перхлорвиниловой смолы, катализаторов или мелких изделий). Сушка материала в слое происходит при омывании его потоком нагретого воздуха. Сушильная камера оборудована двадцатью горизонтальными полками) состоящими из 16 отдельных поворачивающихся металлических пластин размером 1,1x0,3 м. Пластины удерживаются в горизонтальном положении при помощи пружин. Рабочая площадь одной пластины составляет 0,132 м², всей полки — 2,11 м². Материал подается на верхнюю полку. Через определенные промежутки времени пластины поворачиваются вокруг продольных осей на 90°, при этом материал пересыпается на вторую полку, находящуюся в это время в горизонтальном положении. Аналогичным образом материал попадает со второй полки на третью и т. д. Пластины поворачиваются автоматически при помощи специальных механизмов с приводом от электродвигателя.

Воздух засасывается из помещения центробежным вентилятором и подается сначала в калорифер с поверхностью теплообмена 78 м^2 , а затем в нижнюю зону сушильной камеры.

Загрузочный механизм состоит из каретки и двух ленточных транспортеров шириной 0,2 м. Таким образом, сушилка работает по принципу противотока материала и агента сушки.

Поток воздуха омывает пять полок, затем его направление меняется на 180° , и воздух проходит над следующими пятью полками и т. д. Таким образом, агент сушки движется над материалом в горизонтальном направлении и, кроме того, омывает материал при пересыпании его с полки на полку. Для обеспечения последовательного поступления воздуха из нижней зоны в расположенную выше в вертикальных распределительных каналах установлены перегородки.

Непрерывное пересыпание материала обеспечивает довольно интенсивное и равномерное высушивание его. При повороте нижней полки материал осыпается в бункер и далее через шлюзовой затвор выгружается из сушилки. В этих сушилках три зоны – сушки, прокаливания и охлаждения материала. К недостаткам сушилки следует отнести сложность механизмов подачи в нее материала и возврата пластин в горизонтальное положение, а также заклинивание пластин при сушке материала с плохой сыпучестью.

Средние показатели сушилки: производительность по испаряемой влаге — 80 — 100 кг/ч, по сырому продукту — 500 — 3500 кг/ч; длительность сушки — 20 — 50 мин; удельный расход электроэнергии — 0,086 кВт·ч/кг влаги.

Общими недостатками камерных сушилок являются высокая длительность сушки и, следовательно, низкая производительность, так как слой высушиваемого материала неподвижен. Кроме того, сушка в них неоднородна из-за неравномерности температур в камере. Для создания более равномерной циркуляции воздуха в некоторых современных конструкциях камерных сушилок наружный вентилятор заменяют внутренними реверсивными или применяют эжекторы.

Туннельные сушилки. К этой группе относятся сушилки, в которых высушиваемый материал при помощи транспортирующего устройства перемещается вдоль туннеля с периодическими остановками или непрерывно. Материал либо свободно укладывают на транспортирующее устройство, либо закрепляют на нем при помощи специальных приспособлений. Передвигаясь от загрузочного устройства к выходному, материал соприкасается с сушильным агентом.

В рассматриваемых аппаратах можно высушивать как листовые и штучные материалы (картон, плиты из синтетических материалов, шкурки и т. д.), так и зернистые, пастообразные, жидкие (в лотках), волокнистые и др. Эти сушилки различаются в основном транспортирующими устройствами (вагонетка, конвейер, лента, рама), применение которых должно соответствовать свойствам высушиваемого материала.

По принципу движения материала и агента сушки различают сушилки противоточные, с параллельным и смешанным током. В зависимости от свойств

материала и требований, предъявляемых к процессу сушки, используют однозонные или многозонные туннельные сушилки, причем в разных зонах одной сушилки может одновременно осуществляться несколько процессов: сушка, увлажнение, прокаливание, охлаждение. Каждая зона может работать при различных температурах и влажности агента сушки. Кроме того, сушилки могут быть одноходовыми и многоходовыми.

Циркуляция агента сушки может быть продольной (по оси туннеля) или поперечной. В последнем случае требуется повышение количества циркулирующего сушильного агента. При этом используют осевые вентиляторы, имеющие большую производительность. При продольной циркуляции чаще всего используют центробежные вентиляторы.

Длительность и качество сушки в большой степени зависит от способа подачи сушильного агента. В зависимости от формы и вида материала свежий сушильный агент подают снизу через распределительное окно или сбоку с двух сторон по всей высоте камеры. Обычно агент сушки отсасывается через окно в верхнем или нижнем перекрытии камеры.

Скорость газов обычно принимают такой, чтобы не происходило распыления материала, опрокидывания или поворачивания изделий, но не менее 1,0 — 1,5 м/с (на полное сечение туннеля).

В качестве агента сушки используют воздух, топочные газы или перегретый пар. При сушке нагретым воздухом паровые калориферы делают выносными (с расположением обычно на крыше камеры), устанавливают в камере или же рядом, в специальных отсеках.

Туннельная конвейерная сушилка длиной 12,70 м, шириной 3,70 м и высотой 2,44 м состоит из корпуса, конвейера, четырех циркуляционных вентиляторов и одного вытяжного вентилятора, двух калориферов, шнекового распределителя (питателя), разгрузочного устройства, узла приготовления силиконовой жидкости, системы пожаротушения, узла автоматической смазки и привода.

Корпус сушилки собран из щитов и металлических конструкций. Его длина — 7,48 м, ширина — 3,70 м, высота — 2,44 м.

Корпус делится металлической перегородкой на две температурные зоны.

Первая зона снабжена:

- двумя вентиляторами на одном валу с электродвигателем, каждый мощностью 5,5 кВт;
- калорифером, состоящим из шести рядов;
- металлической сеткой для фильтрации циркулирующего воздуха, подаваемого вентиляторами;
- термопарами для замера и автоматического регулирования температуры в зоне.

Вторая зона имеет:

- два вентилятора на одном валу с электродвигателем, каждый мощностью 2,2 кВт;
- калорифер, состоящий из трех рядов;

- металлическую сетку для фильтрации циркулирующего воздуха, подаваемого вентиляторами;

- термодары для замера и автоматического регулирования температуры.

В корпусе сушилки имеется шесть дверей по ходу продукта – четыре с правой стороны и две с левой для свободного доступа внутрь для ремонта конвейера, калориферов, вентиляторов, трубопроводов и воздуховодов.

Конвейер предназначен для транспортирования гранул полимера в зоны сушки. Конвейер изготовлен из нержавеющей перфорированных стальных пластин размером 2230x200 мм, которые соединены шарнирно. С каждой стороны пластины поддерживаются массивной цепью с роликами, которые опираются на боковые рельсы, расположенные вдоль стен сушилки. Внутри конвейера имеется настил (перекрытие). С входной и выходной сторон конвейер насаживается роликовой цепью на звездочки колес ведущего и ведомого валов. Ведомый вал имеет приспособление для натяжения конвейера. Расстояние между ведущим и ведомым валами 10 860 мм.

Главный привод состоит из электродвигателя мощностью 4,5 кВт, вариатора, промежуточного редуктора и редуктора с большим понижением числа оборотов. Он служит для приведения в движение конвейера сушилки и скребкового механизма, состоящего из двух барабанов со скребками.

Средняя скорость движения конвейера составляет около 0,006 м/с. Скорость можно изменять при помощи вариатора.

Шнековый распределитель (питатель) служит для равномерного распределения гранул полимера по всей ширине конвейера перед поступлением на сушку. Он представляет собой спиральный шнек из нержавеющей стали, имеющий приспособление с двумя маховичками для перемещения в вертикальном направлении в пределах от 19 до 119 мм при изменении слоя гранул на конвейере сушилки. Привод шнекового распределителя осуществляется от электродвигателя через вариатор и цепную передачу. Частота вращения шнека может изменяться от 30 до 120 об/мин.

Разгрузочное устройство, предназначенное для снятия сухого полимера с конвейера и транспортирования его в шприц-машину, состоит из двух барабанов для снятия слоя полимера и очистки конвейера, металлического шнека в неподвижном желобе и подвижного желоба.

Сушилка снабжена щитом контроля и управления, где смонтированы пускатели электродвигателей (привода, вентиляторов, загрузочного устройства) и электронные мосты ЭМИ-120 для измерения и регулирования температуры по зонам.

Сушилка работает следующим образом. Гранулы полимера, содержащие 25—33% воды, поступают после дробилки на конвейер сушилки, распределяются слоем 15 — 30 мм с помощью распределителя и вместе с конвейером поступают в первую зону сушилки, где поддерживается температура воздуха в пределах 130—150° С.

Во второй зоне гранулы досушиваются при температуре 100 — 120° С.

Циркуляция воздуха в первой и во второй зонах обеспечивается вентиляторами, засасывающими воздух через калориферы, в которых он

подогревается. Нагретый воздух проходит через металлическую сетку, которая фильтрует его и задерживает механические примеси. Затем воздух поступает в сушилку, перемещается сверху вниз сквозь слой гранул полимера и сетку конвейера.

Если слой полимера очень тонкий, то при большой скорости циркулирующего воздуха нарушается его равномерность. При повышении температуры сушки качество полимера ухудшается.

Воздух, насыщенный парами воды, выводится из сушилки по двум воздуховодам. На воздуховодах имеются шиберы для регулировки количества выбрасываемого в атмосферу влажного воздуха. На устройстве для выброса воздуха из вытяжного вентилятора установлен влагомер. Количество выбрасываемого из сушилки воздуха зависит от его абсолютной влажности на входе в сушилку. В дождливую погоду шибер на выходе должен быть открыт больше, чем в сухую.

По выходе из сушилки гранулы снимаются с конвейера при помощи скребкового механизма, на барабане которого имеются двенадцать кожаных продольных лезвий, расположенных по всей ширине конвейера. Для дополнительной очистки сетки конвейера от гранул полимера снизу размещен также металлический барабан с четырьмя резиновыми лезвиями. В результате вращения барабанов сначала с конвейера снимаются гранулы, а затем конвейер очищается. После конвейера гранулы поступают в металлический шнек, помещенный в неподвижном желобе с отверстием посередине. Шнек транспортирует гранулы к середине неподвижного желоба, откуда через отверстия и подвижный желоб они направляются в шприц-машину.

Перед подачей гранул полимера конвейер обрабатывают раствором силиконовой жидкости при помощи инжекторных распылителей. Обрызгивание конвейера силиконовой жидкостью необходимо для предотвращения прилипания к пластинам конвейера гранул. Средний расход силиконовой жидкости 45 л/ч, давление в емкости для приготовления силиконовой жидкости должно быть не более 0,7 МПа.

Ленточные сушилки эксплуатируются давно. Главной их частью является ленточный транспортер, на который насыпан слой высушиваемого материала. Сушильный агент продувается сквозь слой или вдоль слоя. Наиболее рациональна продувка сквозь слой с циркуляцией газа. Сушилка разделена на зоны, в каждой из которых может поддерживаться свой режим. Такую позонную сушку стали применять после того, как выяснилось, что удаляемая влага связана со структурой материала в зависимости от ее количества; в первую зону оказалось возможным подавать значительное количество воздуха с повышенной температурой.

Область применения ленточных сушилок значительно расширилась, когда после предварительной подготовки на ленту стали загружать пастообразные материалы. Большое распространение в последние годы получили вальцеленточные сушилки для пастообразных материалов, в которых формирование материала в виде палочек осуществляется рифленным горячим валком, снабженным гребенчатым ножом.

Петлевые сушилки. Применяются для сушки тонких гибких материалов (пленки, ткани, бумаги и т. д.), а также паст. Установка представляет собой камеру прямоугольного сечения, внутри которой материал перемещается в виде петель, опирающихся на ролики или поддерживающие стержни. Ширина камеры – 3,5-4,0 м, высота – до 5 м, длина в зависимости от производительности достигает 100 м. Емкость сушилки составляет 1500 м³ при длине петли 5 м. Скорость выхода изделий: бумаги – 6-10, кинопленки – 4-7 м/мин.

Петлевая линейная сушилка для паст (красителей, литопона и др.). Пасту подают на пару валков, из которых она выходит в виде слоя, ширина которого равна ширине сетчатой ленты. Этот слой, наложенный на сетку, пройдя через прижимные валки, вдавливаются внутрь ячеек. Лента поступает в сушилку, где образует петлю за счет выступов на специальных планках, расположенных друг от друга на ленте на расстоянии, равном двойной высоте петли. Выступы опираются на несущий цепной транспортер. Из сушилки петля выбирается специальным роликом и направляется к ударникам. Последние выбивают сухой продукт из сетки в бункер, откуда он отводится шнеком. Очищенная сетка вновь поступает для наполнения.

Описанные сушилки работают с рециркуляцией отработанного воздуха. В зависимости от свойств материала процесс в них ведут в двух, трех и более зонах с различными температурой и влажностью воздуха. Толщина слоя материала – от 5 до 25 мм; нагрузка по сухому продукту на 1 м² сетки составляет 5 – 15 кг. Расстояние между полотнами петель – 100-200 мм. Температура агента сушки в зависимости от термочувствительности материала может достигать 300° С.

Основные недостатки этих сушилок – малая интенсивность сушки, частые поломки сетки, выкрашивание из нее продукта и, как следствие, засорение камеры.

При сушке фотобумаги с толщиной слоя эмульсии 15 г/м² и кинопленки с толщиной слоя эмульсии 160 – 300 г/м² температура воздуха составляет 24 – 45° С; в конце процесса поддерживают более высокую температуру. Воздух проходит специальную очистку и высушивается в кондиционерах. Сушилка для кинопленки имеет четыре зоны: зону подготовки, две зоны сушки и последнюю зону – кондиционирования (для выравнивания влажности пленки по площади ленты). Длительность сушки – 45 мин.

Турбинные сушилки. Применяются для высушивания и прокаливания различных сыпучих материалов (динатрийфосфат, уголь и др.). Они отличаются хорошей герметичностью, поэтому в качестве агента сушки можно использовать инертные газы.

Турбинная сушилка представляет собой неподвижный металлический кожух, плотно обшитый листовой сталью. Внутри сушилки имеется круглая рама, вращающаяся вокруг вертикальной оси. На раме укреплены тарелки толщиной 2 мм, состоящие из секторов. Во время работы сушилки рама с тарелками совершает примерно 2 об/мин.

Внутри ограниченного рамой пространства расположено несколько турбин, вращающихся со скоростью 60 об/мин и перемещающих газ в сушилке в направлениях, указанных стрелками.

Свежий газ поступает в сушилку снизу, отработанный выходит сверху через вытяжную трубу, а в некоторых случаях часть его направляется в смесительную камеру топки для снижения температуры газообразных продуктов горения до требуемого предела. Количество циркулирующего газа регулируется при помощи дроссельных клапанов. Циркуляция осуществляется при постоянной скорости 2 м/с.

На неподвижном корпусе сушилки над каждым рядом тарелок укреплены разравнивающие скребки и за ними (если смотреть по направлению вращения тарелок) сбрасыватели. И скребки, и сбрасыватели на отдельных этажах сушилки смещены по спирали; аналогично смещены зазоры между секторами тарелок, благодаря чему материал с конца верхнего сектора попадает в начало сектора, расположенного ниже.

Материал поступает в сушилку сверху через загрузочное отверстие и шлюзовые затворы, преграждающие доступ воздуха в сушилку. При вращении рамы материал через зазоры между секторами ссыпается с тарелки на тарелку, а с нижней тарелки поступает на неподвижное дно. Отсюда укрепленные на раме скребки перемещают его к загрузочному желобу. Далее материал конвейером подается в бункер.

Днище сушилки выполнено из чугунных плит. Полость между ними и нижней обшивкой заполнена порошкообразным тяжелым шпатом. Такая конструкция обеспечивает достаточную герметичность, предотвращает выход пыли, а при расширении плит под тепловым воздействием позволяет им перемещаться без изгибов и трещин.

Преимущество описанной сушилки по сравнению с барабанной и пневматической состоит в том, что температуру газа в любой ее точке можно повысить при помощи расположенных внутри нее нагревательных устройств или путем дополнительной подачи горячего газа. Благодаря этому процесс сушки можно разделить на несколько этапов, соответствующих потреблению теплоты на отдельных участках сушилки, что позволяет установить оптимальный для данного материала температурный режим.

Турбинные сушилки изготавливают диаметром до 12 м с числом тарелок до 20. Теплота передается слою высушиваемого материала конвекции (от газа) и путем теплопроводности или кондукцией (от нагретой тарелки); при высоких температурах часть теплоты передается лучеиспусканием.

При одновременной сушке и нагреве материала удельная плотность теплового потока составляет примерно 3800 кВт/м^2 (в расчете на полную поверхность тарелок).

В рассмотренных установках процесс проходит довольно равномерно. Основными их недостатками являются малая интенсивность сушки, сложность конструкции и наличие двух приводов – рамы и турбин.

Шахтные сушилки. Применяются для зернистых, хорошо сыпучих материалов (катализаторы, зерно, гранулированный уголь и т.д.). Главным

элементом аппарата является вертикальная шахта, в которой материал высушивается, перемещаясь под действием силы тяжести. Сушильный агент проходит через слой сыпучего материала.

По характеру движения материала внутри шахты эти сушилки разделяются на три типа:

- со свободным падением материала внутри шахты;
- со свободным падением материала, искусственно замедленным путем установки полок различного вида;
- с замедленным движением материала (материал движется в шахте сплошной массой, скорость его перемещения определяется количеством отбираемого высушенного материала).

Сушилки первых двух типов можно использовать для сушки материалов, из которых необходимо удалить поверхностную влагу (асбестовая руда, поваренная соль и т. д.). Длительность сушки в них составляет несколько секунд. Ввиду малой интенсивности сушки и практически нерегулируемого времени пребывания материала они очень редко применяются на практике. Высота этих сушилок достигает 60 – 80 м.

В сушилках с замедленным движением материала длительность процесса можно регулировать в широких пределах – от нескольких минут до нескольких часов. Эти сушилки применяются достаточно широко в различных отраслях промышленности.

Шахтные сушилки, работают, в основном, на смеси топочных газов с воздухом. Установка состоит из двух шахт, между которыми расположена распределительная камера. Камера разделена горизонтальными перегородками на три части; первая и вторая предназначены для распределения газов в зонах сушки, третья (нижняя) – для подачи наружного воздуха в зону охлаждения. Шахта заполнена коробами с открытыми днищами; одни ряды коробов связаны с нагнетающей камерой сушилки, другие — с отсасывающей. Агент сушки, проходя от нагнетательных коробов к всасывающим, продольным потоком пронизывает материал. Отработанные газы выбрасываются из сборной камеры в атмосферу. Иногда отработанный газ из второй зоны сушки подают в первую. Воздух после зоны охлаждения используют в топке. В нижней части шахты установлено разгрузочное устройство, с помощью которого регулируются длительность сушки и равномерность выпуска материала по сечению шахты.

Интенсивность процесса обуславливается температурой агента сушки и скоростью прохождения его через слой материала. Каждая зона сушилки может работать по принципу параллельных или встречных полков материала и теплоносителя. Расстояние между коробами по горизонтали определяется свободным прохождением материала без зависания и сводообразования и количеством подаваемого агента сушки. Большие скорости газа в коробах недопустимы, так как они могут привести к уносу материала и повышению гидравлического сопротивления движению теплоносителя. Условная скорость газа, проходящего через слой материала, обычно составляет 0,2 – 0,3 м/с.

Оптимальная условная скорость газов через слой материала определяется в каждом отдельном случае в зависимости от характеристики материала

(термочувствительности, сыпучести, наличия пыли и т. д.). Расстояние между нагнетающими и отсасывающими коробами обусловлено допустимыми гидравлическим сопротивлением слоя материала и количеством переданной материалу теплоты, определяющим необходимое снижение температуры агента, сушки. Толщину слоя материала обычно принимают 200 мм (для зерна).

Основной недостаток шахтных сушилок – малая интенсивность процесса сушки. Из-за сводообразования в зоне влажного материала движение его неравномерно, что приводит к неравномерной сушке. Наличие мелких частиц в материале значительно снижает фильтрующие свойства его слоя. Поскольку мелкие частицы и пыль распределены по сечению шахты неравномерно, то и агент сушки распределяется неравномерно. В застойных зонах происходит так называемое запаривание материала, а иногда и возгорание его, если для сушки применяются топочные газы.

Барабанная сушилка представляет собой установленный наклонно вращающийся барабан, на который надеты два бандаж и рубчатый венец. Бандажами барабан опирается на четыре ролика, смонтированные на рамах. Два опорных ролика ограничивают осевое смещение корпуса барабана. На обоих концах барабана, имеются камеры: в одной предусмотрены ввод газов и загрузка влажного материала, в другой – вывод сухого продукта и отвод газов. Между камерами и барабаном делают специальные уплотнения для предотвращения подсоса наружного воздуха. Следует отметить, что особенно вреден подсос со стороны выгрузочной камеры. Максимальный наклон барабана 4°.

Отечественные предприятия выпускают барабанные сушилки диаметром от 1 до 3,5 м, причем барабаны диаметром до 2,8 м могут быть различной длины ($L/D = 4 — 8$ м). Барабаны диаметром 2,8; 3 и 3,5 м изготавливают только одной длины – соответственно 14; 20 и 27 м.

Общий вид агрегата барабанной сушилки представлен на рис. 6.5. Основными сборочными единицами являются тапка дисковый питатель 2, бункер 3, элеватор 4, барабан 5, циклон 6, дымосос 7 и ленточный транспортер 9.

Со стороны выхода отработанной смеси воздуха и газов расположено пылеотделительное и вытяжное устройства. С торцов барабана устанавливаются скользящие уплотняющие приспособления, препятствующие проходу воздуха. Для выгрузки высушенного материала применяются шнеки или затворы-мигалки.

В зависимости от свойств высушиваемого материала применяют различные внутренние устройства барабана.

Самоочищающиеся прямые поворотные лопатки: Их устанавливают за винтовой распределительной насадкой при сушке слипающихся материалов. При сушке достаточно сыпучих материалов за винтовой насадкой помещают периферийную подъемно-лопастную насадку. Форма лопаток может быть различной. В конце барабана устанавливают секторную насадку, с пятью или шестью секторами.

Следует отметить, что расположение лопаток в секторах должно быть таким, чтобы человек мог свободно пролезать для очистки насадки от налипшего материала. Если материал обладает хорошими сыпучими свойствами, за винтовой насадкой помещают секторную. При этом интенсифицируется сушка и снижается расход электроэнергии на вращение барабана. Для хорошо сыпучих материалов можно использовать насадку.

Материал поступает в барабан по течке, которая в некоторых случаях оборудована специальным подающим устройством. Иногда течки снабжены рубашкой, в которой движутся охлаждающие вода и воздух. Это позволяет избежать «прикрепления» материала к стенке, омываемой горячими газами.

Схема работы барабанной сушилки. Она представляет собой два барабана – внутренний и наружный. Внутренний барабан состоит из трех частей, соединенных между собой болтами. Для компенсации температурных расширений в местах соединения поставлены специальные прокладки. Наружный барабан цельносварной. Внутренняя насадка обоих барабанов подъемнолопастная. Материал из питателя поступает во внутренний барабан. Сюда же подают агент сушки при температуре до 700° С. Далее материал поступает во внешний барабан для окончательной просушки, оттуда – в камеру, а затем удаляется из сушилки. Газы из камеры направляются на очистку в циклоны.

Сушилки с псевдооживленным (кипящим) слоем. В настоящее время разработано большое количество различных по конструкции сушилок с кипящим слоем. Рассмотрим наиболее перспективные для промышленности установки. Однокамерная сушилка с ненаправленным движением материала имеет в сечении окружность. Камера может быть цилиндрической (при сушке крупнозернистых материалов) или расширяющейся (для уменьшения уноса мелких частиц из камеры). Максимальное сечение подбирают из расчета отсутствия уноса мелких частиц. Такие установки обычно используют для сушки термостойких материалов (например, хлористого калия, доломита, энергетических углей и т. д.).

Камеры с сечением в виде прямоугольника с малым отношением L/B (равным примерно 1 – 2) и квадратные камеры с ненаправленным движением материала используются реже, чем круглые, так как в них больше вероятность образования застойных зон. Для выравнивания времени пребывания частиц в камере устанавливают перегородки пережимающие поток материала. Угол наклона решетки принимают в зависимости от скорости кипения частиц, длины решетки и изменения свойств частиц в процессе сушки. Сечение камеры в направлении газового потока может быть прямоугольным и трапецевидным – для уменьшения уноса частиц. Такие сушилки работают с перекрестным потоком материала и агента сушки. Их рекомендуют применять при удалении влаги из трудновысыхающих материалов, для которых необходима высокая равномерность сушки.

В многозонных сушилках зоны располагаются друг за другом. Подобные сушилки могут работать с направленным и ненаправленным движением материала. В каждой зоне могут создаваться различные гидродинамические и

тепловые режимы, так как агент сушки поступает в них от самостоятельных вентиляторов. Эти сушилки применяют для переработки термочувствительных материалов, свойства которых сильно изменяются в процессе сушки. Расположение зон одна над другой делает установку компактной, однако область сепарации в них ограничена. В связи с этим сушилки с вертикальной компоновкой и направленным движением материала рекомендуются для крупнозернистых материалов с хорошими сыпучими свойствами.

В сушилках с горизонтальным расположением зон распределительный газовый короб разделен перегородками на отдельные камеры, в которые подают агент сушки с определенными параметрами. Каждая зона может работать со своими значениями температуры и скорости газов. Над решеткой зоны не разделяются «порогами», что обеспечивает беспрепятственное движение полидисперсного материала.

Необходимо отметить, что в многозонных сушилках различие температур в зонах всегда связано с увеличением числа тягодутьевых устройств.

Многозонная сушилка с кипящим слоем для сушки и дегидратации мелкокристаллических материалов, которые при нагревании могут слипаться. Газовая топка 2 работает на естественной тяге. В качестве агента сушки используют воздух, нагреваемый в трубчатом газовом калорифере, изготовленном из жаропрочной стали. Температура топочных газов перед калорифером $800 - 1000^{\circ}$. Воздух вентилятором подают в калориферы, где он нагревается до $300 - 350^{\circ}$ С, а затем поступает в трехзонную сушилку. Исходный материал через автоматические весы с вибропитателем и шлюзовой затвор подается в сушилку. В первой и второй зонах (по ходу материала) осуществляются сушка и частичная дегидратация материала.

Каждая зона работает при различных скоростях кипения и температурах воздуха в зависимости от свойств материала. Необходимые температуры воздуха в первой ($100 - 140^{\circ}$ С) и второй ($140 - 180^{\circ}$ С) зонах создаются путем добавления холодного воздуха от вентилятора. В третьей зоне происходит окончательная дегидратация продукта при высоких температурах.

За счет возврата пыли продукта из циклона осуществляется циркуляция материала. Это позволяет вести процесс при повышенных скоростях кипения в более опасной (первой) зоне, благодаря чему обеспечиваются равномерное распределение воздуха по сечению решетки, предотвращение агломерации частиц в первой зоне и достигается высокая производительность аппарата. Кроме того, возвращаемая высушенная или частично дегидратированная пыль агломерирует с исходным материалом; при этом увеличивается выход товарного продукта с необходимыми степенью дегидратации и размером частиц.

Для уменьшения продольного перемешивания между второй и третьей зонами установлена перегородка с нижним протоком материала. Готовый продукт охлаждают в кондуктивном теплообменнике, по трубам которого течет холодная вода.

Для обеспечения равномерного кипения и надежного транспортирования материала, создания более оптимального процесса при сушке тонкодисперсных

материалов с высокой адгезией, а также трудно сыпучих и подверженных агрегированию материалов в сушильных камерах устанавливают специальные ворошители, шнеки, мешалки, движущиеся перегородки и т. д. Для разрушения каналов используют вибрацию решетки. Однако необходимо отметить, что к специальным приспособлениям следует прибегать только в особых случаях. Иногда целесообразнее использовать другой способ сушки, чем значительно усложнять конструкцию сушилки с кипящим слоем.

Конструкция решетки. От конструкции решетки в большой степени зависит состояние кипящего слоя. Решетка выполняет двойную функцию: равномерно распределяет газовый поток по сечению камеры и удерживает слой при остановках сушилки. Еще более равномерное распределение газов дают пористые плиты. Но для практических целей они неприменимы, так как часто забиваются и имеют большое гидравлическое сопротивление. В настоящее время применяют два типа решеток: провальные и беспровальные.

Провальные решетки представляют собой перфорированные плиты, на которых материал удерживается в процессе работы под действием скоростного напора газа. Толщина листа материала, из которого изготавливаются решетки, обычно составляет 10 – 20 мм, что создает большую жесткость и значительную длину каналов, при которой вероятность просыпания материала сводится к нулю. Незначительные прогибы и неровности решетки приводят к неравномерному кипению и залеганию материала.

Для крупнозернистых материалов иногда можно использовать штампованные сетки с жестким каркасом.

Беспровальные решетки выполняются трех типов и представляют собой: а – плиты из жаропрочного бетона или чугуна, в отверстия которых вставлены сменные сопла – колпачки; б – два параллельно расположенных листа или набор колосников, оси отверстий которых смещены по отношению друг к другу; в – два параллельно расположенных листа, промежуток между которыми заполнен огнеупорным дробленым материалом. Недостаток решеток с засыпкой в том, что постепенно они могут забиваться высушиваемым материалом. Живое сечение решеток составляет 3 – 10%. Нижний предел обычно принимают при работе с малыми скоростями кипения, т.е. при сушке тонкодисперсных материалов с малой плотностью частиц. Диаметр отверстий чаще всего равен 1,5 – 2,5 мм, иногда до 5 мм.

Для равномерного распределения газов необходимо, чтобы сопротивление решетки возрастало с увеличением диаметра аппарата. Скорость газов в отверстиях должна быть больше скорости витания частиц, размеры которых равны диаметру отверстия. С возрастанием перепада температур живое сечение решетки при прочих равных условиях также увеличивается. Для лучшего выравнивания потока под основной решеткой на расстоянии 50 мм и больше устанавливают вторую решетку с живым сечением 40 – 50% и диаметром отверстий до 25 мм.

Часть камеры, прилегающая к решетке, может быть с параллельными стенками или расширяющаяся. В первом случае на рабочем участке, равном

высоте слоя, сохраняется примерно одна и та же скорость газа. Расширение же аппарата для уменьшения уноса пыли начинается над слоем. Во втором случае сечение аппарата увеличивается непосредственно под решеткой. Угол конусности $\alpha/2$ должен соответствовать безотрывному течению газа, что составляет $7 - 8^\circ$. Такие аппараты применяют для сушки полидисперсных или тонкодисперсных материалов.

Загрузка и выгрузка материала. Материал можно подавать в сушилку при помощи шлюзовых затворов, вибропитателей с автоматическими весами, шнеков или специальных забрасывателей (например, пневмозабрасывателей). Материал необходимо выгружать непосредственно с решетки, чтобы в сушилке не скапливались частицы и не образовывались агломераты. При этом производительность разгрузочного устройства регулируется так, чтобы высота слоя оставалась постоянной.

При сушке однородных материалов иногда применяют переливные пороги, высота которых определяет толщину слоя. В нижней части порога иногда делают отверстия для прохода крупных частиц. Величину отверстия выбирают такой, чтобы через него не мог пройти весь материал. При наличии порога нет необходимости в установке специального питателя на выгрузке.

Сушилки с виброкипящим слоем. Сушка в виброкипящем слое возможна и без применения газа в качестве сушильного и псевдоожижающего агента. Теплота, необходимая для испарения влаги, подводится через обогреваемую поверхность или с помощью облучения. Наибольший интерес для химической промышленности представляют конвективные вибросушилки с кипящим слоем. Они могут быть как с продольным, так и с поперечным обдувом материала. Последний вариант предпочтительнее, так как он обеспечивает большую интенсивность процесса и более широкую область применения аппарата.

В горизонтальных вибросушилках с кипящим слоем сушильный агент продувается сквозь слой материала. Наибольший интерес представляет устройство, которое позволяет изменять направление вибрационных колебаний. Разработана двухсекционная сушилка с виброкипящим слоем для сушки комкующихся полимерных материалов.

Влажный материал секторным питателем подается на сетку, где высушивается по мере движения к выгрузному устройству. В каждой секции может поддерживаться различный режим параметров вибрации (частота, амплитуда и направление колебаний), а также параметров сушильного агента (скорость и температура). Сушильный агент нагревается в паровых калориферах, проходит сквозь слой высушиваемого материала и после очистки в циклоне от пылевой фракции, захваченной потоком, выбрасывается в атмосферу. Производительность установки по сухому продукту – от 25 до 10000 кг/ч, расход сушильного агента от 60 до 600 м³/ч, установленная мощность электродвигателей – от 3,2 до 45 кВт.

Исследования гидродинамики процесса показали, что аппараты указанной конструкции близки к аппаратам идеального вытеснения, в которых время обработки для всех частиц одинаково. Если перемешивание по длине аппарата

практически отсутствует, то по высоте слоя оно весьма интенсивно. Такое сочетание гидродинамических характеристик обуславливает возможность применения виброкипящего слоя для сушки большого количества самых различных продуктов.

В настоящее время нашли применение сушилки с виброкипящим слоем для удаления органических растворителей из химических материалов.

Продукт подается в сушилку с одного конца, продвигается вдоль сетки и выгружается через переливной штуцер с противоположного конца аппарата. Сушильный агент нагревается в газовых теплообменниках, проходит сквозь слой продукта и вместе с парами растворителя и пылью продукта направляется в систему конденсации. После сухого пылеулавливания газы поступают в конденсатор-холодильник. Затем через каплеотбойник осушенный газ вентилятором подается в теплообменник и после нагрева — опять в сушилку.

Распылительные сушилки. Сушильная камера состоит из цилиндрической и конической частей. Горячий воздух входит тангенциально в кольцевой канал и из него через прорези – в сушильную камеру. Паста на сушку поступает в бункер и через два горизонтальных шнековых питателя подается в вертикальные парные шнеки с регулируемым числом оборотов, которые прессуют пасту в нарезанной по кругу насадке. Из насадки паста выходит в форме шнуров толщиной около 5 мм. Цилиндрическая часть насадки вращается, благодаря чему лента равномерно выходит по всему объему насадка.

Вводимый в центр насадки воздух распыляет пасту на мелкие частицы. Распылительное устройство находится вне сушильной камеры. Тонкораспыленный материал вдувается через отверстие в крышке в сушильное пространство. Давление воздуха для довольно вязких паст не превышает 0,3 МПа. Иногда паста, взятая из центрифуги или вакуум-фильтра, подается насосам. В этом случае распылительное устройство может оставаться таким же, как и при шнековом питателе. Чаще же применяют механические форсунки, непосредственно распыляющие пасту в сушильной камере. Высушенный материал улавливается в циклоне 6 и рукавном фильтре 5. Температура воздуха на входе может изменяться от 110 до 850° С, высушенного продукта – от 50 до 85° С. Сушилка предназначена для высушивания паст органических и неорганических красителей, пигментов, окисей металлов, гидроокиси алюминия, карбоната кальция и других продуктов, а также для получения паст порошкообразных моющих средств. В последнем случае сушилки имеют зону охлаждения.

Двухступенчатая сушилка, разработанная в ЛТИ им. Ленсовета П.Г. Романковым, для пастообразных материалов. Влажный материал подают во внутренний конус. Подсушенный продукт поступает в кольцевое пространство между двумя конусами. Первая зона работает в режиме аэрофонтана при повышенных температурах газа. В каждую зону газ подводят самостоятельно.

Двухступенчатая установка предназначена для совместной сушки и прокаливания материала (авторы — М.В. Лыков, К.П. Деревщикова, В.В.

Ковальский). Комкующийся материал подают в аэрофонтан, где он высушивается до требуемой влажности. Затем по течке он поступает в зону кипящего слоя с направленным движением материала; здесь происходит прокаливание продукта. В кипящем слое можно легко регулировать время пребывания материала в аппарате путем изменения скорости подачи теплоносителя.

В зависимости от технологических требований сушку растворов проводят при прямоточном, противоточном и перекрестном потоках материала и агента сушки. Большинство сушилок работает по принципу параллельного тока, обеспечивающего интенсивную и экономичную сушку с получением продукта высокого качества.

Противоточное движение материала и газов применяют, например, при совмещении сушки с прокалкой, при получении продукта с большой насыпной плотностью и т.д. Опытами установлено, что при повышении начальной температуры газов в прямоточной сушилке насыпная плотность продукта уменьшается вследствие раздутия частиц. Большое значение при сушке распылением имеет равномерное распределение газа по всему сечению камеры и быстрое смешение его с распыленными каплями раствора. Скорость смешения газа и раствора в данном случае приобретает особое значение, так как длительность сушки очень мала. Равномерное и быстрое распределение газов по сушильной камере и между каплями раствора, зависит от способа ввода в камеру газов и вывода их.

Конструкции сушильных камер при распылении жидкостей центробежными дисками и форсунками различны.

В схеме сушилки фирмы «Нубилоза» (ФРГ) газы вводят тангенциально в центр камеры со скоростью 6 – 12 м/с; отводят их также из центра вместе с высушенным продуктом. Форсунки установлены в верхнем перекрытии; их количество достигает 32 в зависимости от производительности камеры. На схеме камеры с центральной подачей газов через решетку и отводом через трубу газ отбирается внизу цилиндрической части корпуса. Вместе с газами отводятся только мелкие частицы материала. При сушке высоковлажных материалов газами с низкими температурами последние можно подавать через решетку равномерно по всему сечению камеры или по периферии через окна.

В сушилке с отдельной подачей газов основную их часть подают непосредственно к форсунке; в некоторых случаях поток закручивается. Закрученные струи газа и факел распыла создают циркуляцию материала, который может налипать на верхнее перекрытие камеры. Чтобы избежать этого, остальное количество газов подают равномерно по всему сечению камеры через решетку. Описанный способ ввода газов более сложен, чем другие, но при этом значительно интенсифицируется процесс сушки.

Сушилка по типу аппарата фирмы «Лурги» (ФРГ) может работать как с прямоточным, так и с противоточным движением газа и распыленного материала. Форсунки устанавливаются на 2 м ниже верхней части цилиндра для создания зоны сепарации при работе по принципу противотока. В противоточной сушилке, в которой газы подают через радиальные окна над

верхней тарелкой и под тарелку, форсунки расположены на 1,5 м ниже верхнего перекрытия. Эти аппараты используют для сушки термостойких растворов и при совмещении сушки с дегидратацией или прокалкой.

При дисковом распылении скорость газов по сечению камеры значительно меньше, чем при форсуночном, поэтому и вопросы, связанные с распределением газов, решить намного труднее. Способ ввода газов в камеру и отвода их в основном обусловлен производительностью диска, отношением L/G и физико-химическими свойствами раствора. Наиболее рационально подводить газы к корню факела распыла, чтобы максимально использовать для сушки горизонтальный участок полета капель с большой скоростью, сократить диаметр факела и обеспечить подачу газа к диску для его самовентиляции. Таким образом, можно подавать газы при высоких температурах, не опасаясь перегрева высушенных частиц материала. Отводить газы целесообразнее из центра камеры.

Сушилки с дисковым распылением. По способу ввода газов их можно разделить на сушилки с равномерной подачей газов над факелом по всему сечению камеры и с сосредоточенно подачей газов к корню факела распыла. Причем последние подразделяются на сушилки с подачей газов над факелом и под него. Вывод газов и материала осуществляется отдельно. При низкотемпературной сушке высоковлажных растворов скорость газов по сечению камеры обычно принимают не менее 0,2 м.

Наиболее рационально подавать газы к корню факела распыла. В камере сушилки по типу установки фирмы «ЦАН» (ФРГ) имеется двойное потолочное перекрытие для распределения газов к корню факела распыла. Для закручивания потока установлены лопатки. Средняя скорость газов по вертикали на выходе из направляющего цилиндра составляет 5 — 8 м/с. Расстояние от оси потока — 0,9 м. При диаметре $D_K = 9$ м отношение $H/D_K = 0,75$.

В сушилках фирмы «Ниро-Атомайзер» (Дания) подача газов осуществляется через распределительную головку снизу.

Изменением скорости истечения газа из жалюзей регулируется положение факела распыла. Недостатки такого распределения – затемнение камеры газоотходами и опасность забивки распределительной головки высушиваемым материалом, что может привести к нарушению гидродинамической обстановки в сушилке и возгоранию продукта.

В сушилке с подачей газов к корню факела сверху в центре камеры установлен защитный кожух, в котором размещается привод с электродвигателем. Теплоноситель подводится к газораспределительному конусу при помощи равнорасходного кругового газохода. Поток газов на выходе из конуса должен быть закручен настолько, чтобы не происходило поднятия факела распыла и поток газов не «пробивал» его, а перемещался вместе с частицами раствора в горизонтальном направлении.

В сушилке конструкции Гипрохим – НИУИФ подвод газов осуществляется к корню факела распыла. Выгрузка сухого продукта производится при помощи механических скребков. Наличие двух днищ позволяет отводить газы из центра

камеры и уменьшать унос пыли. На газовом тракте от сушилки к циклонам отсутствуют горизонтальные участки большой длины.

Производительность сушилок с дисковым распылением – до 35 т/ч раствора. Разработаны конструкции сушилок производительностью до 60 т/ч. При использовании многоярусных дисков с различным диаметром сопел диаметр факела распыла увеличивается непропорционально производительности сушилки. Поэтому плотности орошения и скорости газов по сечению камеры с такими дисками будут выше, а процесс сушки – интенсивнее, чем в других распылительных установках.

Для таких сушилок часть газов подают сверху непосредственно к корню факела распыла, а остальную часть равномерно распределяют по всему сечению камеры. Диаметр камеры – до 12 м, высота – до 25 м.

Аэрофонтанные сушилки. Впервые применялись для сушки волокна и зерна. Их особенность – восходящая струя газа в центре сушилки с пневмотранспортом частиц и возвращением материала в слой по стенкам аппарата. Таким образом, происходит циркуляция материала с частотой, зависящей от скорости потока газов. В широкой части аппарата обычно создается режим кипения с условной скоростью газа по всему сечению 0,2 – 0,5 м/с.

Существует два типа аэрофонтанных сушилок: без решетки и с решеткой. В первом случае в узкой части сушилки, скорость газа принимают равной устойчивой скорости пневмотранспорта крупных частиц, т.е. в пределах 1,5 – 2,0 м/с.

Материал подают в узкую часть трубы, где он подхватывается потоком газов. Поток либо выгружают сливом через баковое отверстие на цилиндрической части «рюмки», либо он по мере высыхания пневмотранспортом выносится из камеры. Способ выгрузки зависит от принятых скоростей газа в широком сечении аппарата и от величины сепарационной зоны над слоем.

На установках с решеткой скорость газа в узком сечении может быть близка к скорости витания, а в широком сечении – к оптимальной скорости кипения. Материал подают как сверху, так и снизу в зависимости от конструкции аппарата.

Аэрофонтанная сушилка, разработанная А.П. Ворошиловым. Материал подают в пневмотрубу, где он подхватывается потоком горячих газов, предварительно подсушивается и поступает на окончательную сушку в аэрофонтан. Высушенный продукт полностью уносится газами и затем выгружается из циклона.

КОНТАКТНЫЕ СУШИЛКИ

При контактном способе сушки вся теплота передается влажному материалу от нагретой поверхности. В качестве источника теплоты в большинстве случаев используют водяной пар, высококипящие органические теплоносители, воду температурой выше 100° С при соответствующем

давлении, а также расплавы солей или металлов. При этом теплота к материалу передается через стенку с хорошей теплопроводностью.

Коэффициенты теплообмена при передаче теплоты от теплоносителя к стенке должны быть очень высоки. Поэтому нагретые газы редко применяют в качестве источника теплоты (вследствие малых коэффициентов теплообмена). Можно также нагревать непосредственно металлическую стенку, на которой расположен материал, токами промышленной частоты. Теплота к высушиваемому материалу может передаваться от другого дисперсного твердого или жидкого (расплав металлов, солей) промежуточного теплоносителя, а также от высушенного продукта, который после сушки нагревают до высокой температуры и возвращают в сушилку.

При непосредственном контакте высушиваемого материала с жидким или твердым теплоносителем отсутствуют теплопередающая поверхность и возможны очень большие тепловые потоки, так как температура теплоносителя может быть настолько высокой, насколько позволяют свойства высушиваемого материала. Во многих случаях от контактной сушки приходится отказываться только потому, что до настоящего времени нет конструкционных материалов, которые могли бы выдерживать высокие температуры при агрессивном действии высушиваемого материала.

При выборе рационального источника теплоты исходят из технологических требований к процессу сушки и технико-экономических соображений.

Контактная сушка используется для различных материалов, поэтому конструкции сушильных установок зависят от вида материала. При этом контактные сушилки можно разделить на сушилки для сыпучих веществ (трубчатые, барабанные, тарельчатые, тисковые и др.), для пастообразных и жидких веществ (вальцовые), а также для тонких листовых материалов (цилиндрические).

Гребковые вакуум-сушилки. Являются аппаратами периодического действия, поэтому для увеличения скорости сушки материал перемешивается медленно вращающейся горизонтальной мешалкой с гребками. Загрузку и выгрузку материала можно механизировать.

Гребковая сушилка состоит из цилиндрического корпуса с паровой рубашкой и мешалки. Мешалка имеет реверсивный привод, автоматически меняющий каждые 5 – 8 мин направление ее вращения; гребки мешалки закреплены на валу взаимно перпендикулярно: на одной половине длины барабана они изогнуты в одну сторону, на другой половине – в противоположную. Такое конструктивное устройство мешалки обеспечивает периодическое перемещение материала, запруженного через люк, от периферии к середине барабана и в обратном направлении. Свободно перекатывающиеся между гребками трубы способствуют разрушению комков и дополнительно перемешивают материал. Дополнительный нагрев материала может осуществляться через полый вал мешалки. Разгрузка высушенного материала производится через люк. Корпус сушилки соединен с поверхностным или барометрическим конденсатором и вакуум-насосом.

Производительность сушилки зависит от температуры греющего пара, величины разрежения и начальной влажности материала. Напряжение поверхности по влаге в анилинокрасочной промышленности колеблется в пределах 6 — 8 кг/м²·ч.

К недостаткам сушилок этого вида следует отнести периодичность их действий, сложность сушильного агрегата и большие эксплуатационные расходы.

Применение таких сушилок диктуется технологическими соображениями: гребковые вакуум-сушилки пригодны для сушки чувствительных к высоким температурам, а также токсичных и взрывоопасных веществ, для получения высушенных продуктов повышенной чистоты, а также в тех случаях, когда необходимо улавливание (конденсация) паров неводных растворителей, удаляемых из материалов.

Вальцовые сушилки предназначены для осуществления непрерывной сушки жидкости и текучих пастообразных материалов при атмосферном давлении или при разрежении. Основной частью вальцовых сушилок является полый, обогреваемый изнутри барабан (валок). Греющий пар поступает через полуцапфу внутрь валка, паровой конденсат отводится через сифонную трубу. Ввод пара и вывод конденсата производится со стороны, противоположной приводу. Валки могут также обогреваться горячей водой или высокотемпературными органическими теплоносителями.

Высушивание материала происходит интенсивно в тонком слое в течение одного неполного оборота валков. Пленка подсушенного материала снимается ножами, расположенными вдоль образующей каждого валка. Чем тоньше слой материала на валках, тем быстрее и равномернее он сушится. Однако вследствие малой продолжительности сушки требуется досушивание материала, которое осуществляется в горизонтальных лотках с паровым обогревом (досушивателях), в которых вращаются валы с гребками.

В одновальцовых сушилках в корыте вращается один валок. Под ним имеется питающее устройство с мешалкой.

Тщательно перемешанный в ванне питающего устройства материал наносится тонким слоем (толщиной 1 — 2 мм) на валок.

В двухвальцовых сушилках валки медленно вращаются ($n = 2 - 10$ об/мин) в кожухе навстречу друг другу. Сверху между валками непрерывно подается высушиваемый материал, который покрывает их поверхности тонкой пленкой. Толщина пленки определяется величиной зазора между валками. Обычно величина зазора 0,5 — 1,0 мм регулируется перемещением ведомого валка. В двухвальцовых сушилках напряжение поверхности валков по влаге колеблется от 13 — 15 кг/м²·ч (атмосферные сушилки) до 20 — 30 кг/м²·ч (вакуумные сушилки).

В вакуумных вальцовых сушилках все рабочие части находятся внутри герметичного кожуха, соединенного с установкой для создания вакуума.

Вальцовые сушилки обеспечивают эффективную, сушку в тонком слое (пленке) материалов, не выдерживающих длительного воздействия высоких

температур, например, красителей. Однако эти сушилки имеют невысокую производительность и повышенную конечную влажность материала.

В барабанных контактных сушилках топочные газы, полученные в топке, омывают барабан снаружи, а затем проходят через внутренний цилиндр и отсасываются вентилятором. Высушиваемый материал движется слева направо по кольцевому пространству между стенками барабана и цилиндра. Наружный воздух без предварительного подогрева вводится в кольцевое пространство и движется противотоком по отношению к материалу. Воздух подогревается внутри самого барабана.

Такие сушилки следует применять только в тех случаях, когда загрязнение, высушиваемого материала от соприкосновения с топочными газами недопустимо.

СПЕЦИАЛЬНЫЕ СУШИЛКИ

Сушка инфракрасными и ультрафиолетовыми лучами уже нашла применение в промышленности. Имеются установки для работы с лакированными поверхностями с помощью ультрафиолетовых лучей. В аппарате предусмотрена бесступенчатая регулируемая система транспортировки древесных плит с нанесенным на них лаковым покрытием, которое затвердевает и просыхает в сушильных зонах. Фотоэлектрическое управление устройствами для перемещения и переворачивания плит в сочетании с автоматическим управлением сменой периодов облучения и сушки с обдувом воздухом обеспечивают высокую экономичность установки. Новый способ дает возможность значительно улучшить поверхность плит.

Если ультрафиолетовые лучи применяют для сушки в опытных масштабах, то инфракрасные уже широко используются в ряде отраслей промышленности, особенно в производстве лакокрасочных покрытий. Кроме того, в последнее время инфракрасные лучи используют как средство интенсификации процесса сушки в конвективных (например, ленточных и с псевдооживленным слоем) сушилках, а также в вакуум сушильных установках.

Непрерывно действующая терморadiационная сушилка для сыпучих материалов работает следующим образом. Материал из бункера через двойной затвор и промежуточную емкость подают на ленту сушильной камеры. Теплота, необходимая для испарения влаги, подводится радиацией от термоэлементов. Для создания равномерной сушки материал пересыпается с одного конвейера на другой. Высушенный продукт через затворы и промежуточную емкость поступает в сборник.

Сушка токами высокой частоты основана на использовании явления нагрева диэлектриков и полупроводников в электрическом поле тока высокой частоты. Если тело изотропное, нагрев будет равномерным. Фактически такое случается весьма редко, вследствие чего сушка токами высокой частоты имеет ограниченное применение, главным образом тогда, когда высушиваются небольшие количества дорогостоящих продуктов, не допускающих контактов с металлической поверхностью (например, люминофоров для цветного

телевидения). В настоящее время для этих целей используют также токи промышленной частоты.

Особый интерес представляет сушка в магнитном поле, так как при этом значительно интенсифицируются и ускоряются химические реакции, что очень важно при решении некоторых вопросов технологии. Магнитное поле – своеобразный катализатор процесса, а основная теплота для испарения влаги подводится другими способами.

В последнее время в химической промышленности применяется сушка со сбросом давления. При сбросе давления происходит самовскипание и частичный механический вынос влаги, так как в материале создается нерелаксируемое избыточное давление. Удельный расход теплоты составляет 1400 – 1600 кДж/кг влаги, т.е. меньше теоретической величины. Последнее объясняется тем, что влага частично удаляется механическим путем, причем в основном вытекает из макрокапилляров во время прогрева материала (с повышением температуры вязкость и поверхностное натяжение воды уменьшаются, и влага вытекает из макрокапилляров).

Начинает применяться в химической промышленности сушка перегретыми парами. Так как теплоемкость пара больше, чем воздуха, то при одинаковых скоростях потока теплоносителей в случае использования перегретого водяного пара к материалу подводится большее количество теплоты. Водяной пар – инертный теплоноситель, поэтому в нем безопасно сушить легковоспламеняющиеся и взрывоопасные вещества. Большое значение приобретает использование перегретых паров органических жидкостей в качестве агента сушки, так как возврат дорогостоящего растворителя в технологический цикл в этом случае осуществляется сравнительно просто.

Пневматические сушилки. Исследования возможности увеличения количества теплоты, подводимой с газом при сушке дисперсного материала, и повышения скоростей фаз привели к созданию нового метода сушки дисперсных материалов – в закрученном потоке сушильного агента. Большие скорости движения частиц относительно газа при сохранении развитой поверхности контакта фаз позволили дополнительно интенсифицировать сушку и расширить область применения сушилок со взвешенным слоем.

Многочисленные конструкции сушильных аппаратов с закрученным потоком можно разделить на три группы: аппараты циклонного типа, трубы с направляющими винтовыми вставками и вихревые сушилки.

Циклонные сушилки с несколькими тангенциальными вводами теплоносителя по высоте цилиндрической камеры и регулируемым временем пребывания материала в аппарате. При этом движение материала может быть спиральным, если газ непрерывно подается во все штуцера со скоростью не более 5 – 20 м/с, или в виде прерывистых колец, если осуществляется поочередная подача газа в тангенциальные вводы (сверху вниз) с большими скоростями – до 100 м/с. В последнем случае образуется кольцевой слой циркулирующего материала сначала у верхнего ввода, а затем, после мгновенного прекращения или уменьшения подачи газа, у последующего ввода

и т.д. Продолжительность пребывания материала в зоне сушки может регулироваться в широких пределах и доходит до нескольких минут.

Высушенный продукт в конической части камеры отделяется благодаря центробежному эффекту и через секторный затвор выгружается из камеры, а отработанный газ покидает сушилку через штуцер в верхней ее части.

Интересной конструкцией, в которой эффективно используется контактная теплоотдача в условиях закрученного потока, является сушилка в виде трубы диаметром до 2 м и длиной до 25 м с винтовой вставкой. Коаксиально с трубой размещена внутренняя труба – вытеснитель, снабженная спиральными поверхностями в виде четырехзаходного винта. Вытеснитель вращается с небольшой скоростью – до 10 об/мин для предотвращения налипания материала на стенки аппарата. Наружная труба и вытеснитель обогреваются паром. Материал, подаваемый питателем, транспортируется потоком газа по спиральной траектории в пространстве между трубами и винтовой лентой. Высушенный продукт выносится в циклон, где отделяется от транспортирующего газа, который циркулирует в системе, осушаясь в холодильнике-конденсаторе. Газ нагревается главным образом за счет теплоты, подводимой к вытеснителю. Часть теплоты передается материалу непосредственно путем кондуктивной теплопередачи. Отсутствие калорифера и относительно небольшой расход газа делают такие аппараты особенно эффективными при сушке химических материалов от органических растворителей в замкнутом цикле инертного газа.

В сушилке с организованной циркуляцией материала теплоноситель равномерно распределяется по нижней части при помощи решетки, выполненной в виде щелей с направляющими, что обеспечивает тангенциальный подвод воздуха в слой и продвижение материала как вверх по наружной стенке, так и по окружности. Внутри сушильной камеры предусмотрен конус, по стенкам которого материал стекает вниз. Благодаря наличию конуса создаются переменные скорости по высоте аппарата, что позволяет приводить во взвешенное состояние полидисперсные материалы. Наружная часть сушильной камеры несколько расширена кверху (угол – 10°).

В конструкции беспровальной сушилки вихревого слоя, в которой сушильный агент может быть разделен на 2 потока, вводимых через щель (меньшая часть) и в слой (большая часть), достигнуто значительное снижение сопротивления слоя при достаточно высоких нагрузках по теплоносителю. Сушилка представляет собой камеру прямоугольного сечения, нижняя часть которой выполнена в виде желоба. При помощи перегородки и отбойника создается организованное вихревое движение твердой фазы. Материал движется с большой скоростью по наклонной стенке, отбойником отбрасывается, в виде «завесы» к противоположной стенке и по ней медленно, в плотной фазе, стекает вниз и вновь подхватывается потоком.

СПИСОК РЕКОМЕНДУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Альянс, 2005. -752 с.
2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Минск.: Альянс, 2005. -560 с.
3. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 2002. –272 с.
4. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Пер. с англ. под ред. Акад. Жаворонкова Н.М. и гл.-корр. АН СССР Романкова П.Г. М.; Химия, 1969. Т.1 – 640 с., Т.2 – 504 с.
5. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник для Вузов. Изд. 2-е. В 2-х книгах, часть2. Массообменные процессы и аппараты. М.; Химия, 2002. –400 с.
6. Столяров Е.И., Орлова Н.Г. Расчет физико-механических свойств жидкостей. Л.; Химия, 1976. – 120 с.
7. Комиссаров Ю.А. Процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 2011.

Содержание

1	Основы массопередачи	3
2	Направление массопередачи	4
3	Равновесие при абсорбции	5
4	Материальный и тепловой балансы процесса	5
5	Скорость процесса	6
6	Определение числа единиц переноса	8
7	Расчет основных размеров массообменных аппаратов	11
8	Расчет насадочного абсорбера	12
9	Устройство абсорбционных аппаратов	16
10	Перегонка жидкости	16
11	Минимальное флегмовое число	18
12	Ректификация многокомпонентных смесей	19
13	Объемные коэффициенты массоотдачи и массопередачи	20
14	Коэффициент извлечения (обогащения)	21
15	Характеристики двухфазных систем жидкость – пар	22
16	Гидродинамические режимы работы тарелок	25
17	Уравнения рабочих линий	26
18	Расчет действительного флегмового числа	28
19	Скорость массопередачи	29
20	Относительные концентрации	30
21	Способы выражения состава фаз	31
22	Конструкции массообменных аппаратов	31
23	Аппараты с внешним подводом энергии	37
24	Ректификация непрерывного действия	39
25	Сушка	40
26	Форма связи влаги с материалом	43
27	Материальный и тепловой баланс	44
28	Устройство сушилок	46

29	Классификация сушилок	51
30	Список рекомендуемой литературы	74

Электронное учебное издание

Геннадий Михайлович Бутов
Светлана Владимировна Лапшина

Процессы и аппараты химической технологии и нефтехимии

Учебное пособие

Электронное издание сетевого распространения

Редактор Матвеева Н.И.

Темплан 2018 г. Поз. № 25.
Подписано к использованию 01.10.2018. Формат 60x84 1/16.
Гарнитура Times. Усл. печ. л. 4,88.

Волгоградский государственный технический университет.
400005, г. Волгоград, пр. Ленина, 28, корп. 1.

ВПИ (филиал) ВолгГТУ.
404121, г. Волжский, ул. Энгельса, 42а.