

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

РАЗДЕЛ 3. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

1 ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

1.1 Роль массообменных процессов и аппаратов. Их классификация

Массообменные процессы – перенос вещества из фазы в фазу. Их используют для разделения гомогенных и гетерогенных систем. Массообменные процессы протекают между газовой и жидкой, паровой и жидкой, жидкой и твёрдой, газовой и твёрдой фазами, а также между несмешивающимися жидкостями.

Их делят на:

- абсорбцию (поглощение газа или пара жидкостью);
- перегонку (разделение жидких однородных смесей, состоящих из компонентов различной летучести);
- адсорбцию (поглощение компонента из газа или из жидкости твёрдым поглотителем);
- жидкостную экстракцию (извлечение компонента из жидкой фазы другой жидкостью);
- твёрдофазную экстракцию –извлечение компонента из твёрдой фазы жидкостью;
- кристаллизацию –выделение твёрдой фазы из раствора или расплава;
- растворение (переход твёрдого вещества в жидкий раствор);
- термическую сушку (удаление влаги из твёрдого материала с переходом её в газовую за счёт испарения).

Массоотдача – перенос распределяемого компонента (РК) из ядра фазы к её границе или от границы фазы в её ядро. Массопередача – перенос РК из отдающей в принимающую фазу.

Перенос вещества возникает при наличии разности концентраций его в различных областях фазы. Движущую силу массообмена выражают через разность концентраций РК.

Процессы массопередачи, как правило, обратимы.

1.2 Способы выражения состава фаз

При массообмене изменяется состав фаз, масса компонентов в каждой из фаз и масса фаз. Взаимосвязи масс и составов описывают уравнения материального баланса. Движущую силу процесса также выражают через составы фаз. Информация о способах выражения состава фаз важна для анализа массообменных процессов. Основные способы выражения составов фаз – концентрации и доли компонента в них.

Абсолютная концентрация – количество компонента на единицу объема фазы. Относительная концентрация – количество компонента на единицу объема остальных компонентов фазы.

Абсолютная доля – количество компонента, приходящееся на единицу количества всех компонентов фазы. Доли бывают объемные, массовые и молярные. Относительная доля – количество компонента, приходящееся на единицу количества остальных компонентов фазы. Пример выражения взаимосвязи величин абсолютных x и относительных X молярных долей:

**2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ
ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ**

$$X = \frac{x}{1-x}; \quad (1.1)$$

В табл. 1.1 представлены некоторые способы выражения составов фаз для двухкомпонентной смеси (компоненты А и Б).

Таблица 1.1 – Способы выражения состава фаз

Способ выражения состава фаз	Обозначение для фазы		Размерность
	жидкой	газовой	
Абсолютная концентрация: объемная	$\frac{c_x}{c_x}$	$\frac{c_y}{c_y}$	м ³ А/м ³ смеси
массовая	$\frac{c_x}{c_x}$	$\frac{c_y}{c_y}$	кг А/м ³ смеси
Относительная концентрация: объемная	$\frac{C_x}{C_x}$	$\frac{C_y}{C_y}$	м ³ А/м ³ Б
массовая	$\frac{C_x}{C_x}$	$\frac{C_y}{C_y}$	кг А/м ³ Б
Абсолютная доля: массовая	–	–	кг А/кг смеси
молярная	x	y	кмоль А/кмоль смеси

Для газовой фазы состав также выражают через парциальное давление компонента p_A и общее давление P .

1.3 Равновесие при массопередаче

В соприкосновение приведены неравновесные газовая и жидкая фазы. В начальный момент газовая фаза является пересыщенной РК, а жидкая – ненасыщенной. Происходит прямой и обратный перенос вещества. РК с большей скоростью переносится из газовой фазы в жидкую, чем наоборот. По мере насыщения жидкой фазы уменьшается пересыщения газовой. Скорость переноса РК из газа в жидкость падает, а из жидкости в газ – возрастает. В какой-то момент скорости прямого и обратного переноса сравниваются. Устанавливается межфазное равновесие, концентрации РК в фазах становятся равновесными ($y = y^*$; $x = x^*$). Равновесие динамическое, и взаимосвязь концентраций РК в фазах также зависит от температуры и давления.

Правило фаз Гиббса определяет число степеней свободы C , влияющих на условия равновесия в многофазной системе. Степень свободы – переменная (температура, давление и др.), значение которой можно изменять, не изменяя числа фаз Φ в системе при данном числе компонентов K . Правило записывается:

$$\Phi + C = K + 2. \quad (1.2)$$

Зависимости между переменными, влияющими на равновесие, отображают фазовыми диаграммами. Простейшая из них – $x - y$ -диаграмма. На ней дается взаимосвязь концентраций РК в условиях равновесия при постоянных давлении и температуре. Значению действующей концентрации x в одной фазе соответствует определенная равновесная концентрация y^* в другой:

$$y^* = f(x); \quad (1.3)$$

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

$$y^* = mx, \quad (1.4)$$

где m – коэффициент распределения вещества по фазам.

$m = f(P, t, x)$. На x – y -диаграмме линия равновесия (1.4) может быть прямой 1, выпуклой 2 или вогнутой 3 (рис. 1.1).

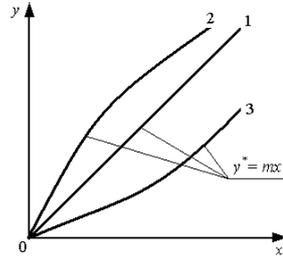


Рис. 1.1 – Вид линий равновесия на x – y -диаграмме

1.4 Материальный баланс массообменного процесса. Рабочая линия массообменного процесса (аппарата)

Зависимость $y = f(x)$ – взаимосвязь рабочих концентраций при массообменном процессе – уравнение его рабочей линии. Его получают в результате анализа материального баланса.

Для противоточного аппарата непрерывного действия (рис. 1.2) газовая фаза – отдающая, а жидкая – принимающая.

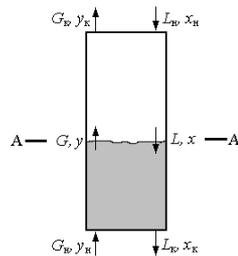


Рис. 1.2 – К материальному балансу массообменного аппарата

Материальный баланс по потокам фаз для аппарата:

$$G_n + L_n = G_k + L_k; \quad (1.5)$$

$$M = G_n - G_k = L_k - L_n, \quad (1.6)$$

где G_n и G_k – расходы газовой фазы на входе и выходе;

L_n и L_k – расходы жидкой фазы на входе и выходе;

M – расход РК, переходящего из газовой фазы в жидкую.

Материальный баланс по РК:

$$G_n y_n + L_n x_n = G_k y_k + L_k x_k; \quad (1.7)$$

$$M = G_n y_n - G_k y_k = L_k x_k - L_n x_n, \quad (1.8)$$

где y_n и y_k – доля РК в газе на входе и выходе;

x_n и x_k – доля РК в жидкости на входе и выходе.

Уравнение баланса для участка аппарата от его низа до сечения А – А:

$$G_n y_n + Lx = Gy + L_k x_k, \quad (1.9)$$

где L и G – расходы жидкой и газовой фаз через сечение А – А;

x и y – доля РК в жидкости и газе в сечении А – А.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Из зависимости (1.9) получаем уравнение рабочей линии:

$$y = \frac{L}{G}x + \frac{G_n y_n - L_k x_k}{G}. \quad (1.10)$$

Если содержание РК в фазах мало, то расходы их в аппарате изменяются мало. Тогда, приняв $G_n \approx G_k = G = const$ и $L_n \approx L_k = L = const$, придаем (1.10) линейный вид:

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_n - \frac{L}{G}x_k \right). \quad (1.11)$$

На $x - y$ -диаграмме (рис. 1.3) рабочая линия $y = f(x)$ – отрезок прямой AB .

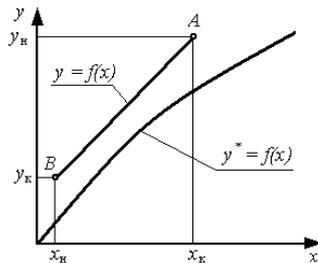


Рис. 1.3 – Рабочая линия массообменного процесса на $x - y$ -диаграмме

1.5 Механизмы переноса вещества при массопередаче

Вещество при массопередаче может переноситься за счёт:

- 1) молекулярной диффузии;
- 2) молекулярной диффузии и конвекции совместно.

Молекулярная диффузия – это перенос вещества за счёт хаотического теплового движения атомов, молекул, ионов и т.д.

В текучей среде вещество переносится как за счёт молекулярной диффузии, так и за счёт конвекции – перемещения макрочастиц вещества. Совместный перенос вещества молекулярной диффузией и конвекцией называют конвективным массообменом.

1.5.1 Молекулярная диффузия

Количество вещества M , перенесённого молекулярной диффузией за время τ через поверхность площадью F , пропорционально времени переноса, площади поверхности и градиенту концентраций $\frac{dc}{dn}$ (первый закон Фика):

концентраций $\frac{dc}{dn}$ (первый закон Фика):

$$dM = -DdFd\tau \frac{dc}{dn}, \quad (1.12)$$

где D – коэффициент молекулярной диффузии, m^2/c .

Коэффициент молекулярной диффузии характеризует способность вещества проникать через неподвижную среду. Он показывает, какое количество вещества проходит при молекулярной диффузии через единичную поверхность, перпендикулярную градиенту концентраций, в единицу времени при единичном градиенте концентраций. Величина D , а зависит от природы и свойств диффундирующего вещества, природы и свойств среды (в т. ч. фазового состояния), в которой происходит диффузия,

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

температуры и давления. Давление существенно влияет на величину D при диффузии в газе. Коэффициент D увеличивается при росте температуры.

1.5.2 Конвективный массообмен

Конвективный перенос вещества осуществляется по направлению движения фазы. Удельный поток вещества, переносимого за счёт конвекции:

$$q_k = Cw, \quad (1.13)$$

где C – коэффициент пропорциональности;

w – скорость потока.

При выводе дифференциального уравнения конвективного массообмена рассматривают приращение массы за счет переноса РК вследствие молекулярной диффузии dM_m и конвекции dM_k за промежутки времени $d\tau$:

$$dM_m = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) dV d\tau; \quad (1.14)$$

$$dM_k = - \left(w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right) dV d\tau, \quad (1.15)$$

где c – концентрация РК;

w_x , w_y и w_z – проекции скорости фазы на оси координат.

Общее изменение массы РК dM :

$$dM = dM_m + dM_k = \frac{\partial c}{\partial \tau} dV d\tau. \quad (1.16)$$

Обобщив выражения (1.14) – (1.16), получаем дифференциальное уравнение конвективного массообмена:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (1.17)$$

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + w \cdot \text{grad } c = D \nabla^2 c. \quad (1.18)$$

Для неподвижной среды из (1.18) получают уравнение второго закона Фика:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \nabla^2 c. \quad (1.19)$$

Уравнение конвективного массообмена решают совместно с уравнениями гидродинамики и др. Оно служит математической моделью процесса. Для практических расчетов скорости массообмена чаще всего используют методы теории подобия.

1.5.3 Механизм процессов массоотдачи. Уравнение массоотдачи

Теоретический расчёт конвективного массообмена практически невозможно провести из-за сложности его описания.

Рис. 1.4 поясняет массопередачу из газовой в жидкую фазу. В ядрах потоков вещество переносится турбулентной диффузией и концентрация вещества (c_y в газовой фазе, c_x в жидкой) по

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

сечению потоков практически постоянна. В пограничном слое турбулентность затухает, и концентрация изменяется по мере приближения к границе раздела фаз. В ламинарных подслоях – преобладающий перенос вещества молекулярной диффузией (массоотдачу лимитирует молекулярная диффузия ламинарных подслоях). На границе раздела концентрации РК, близкие к равновесным: $c_{y.zp} = c_y^*$; $c_{x.zp} = c_x^*$. Здесь: $c_{y.zp}$ и $c_{x.zp}$ – концентрации РК в газовой и жидкой фазах на границе c_y^* и c_x^* – равновесные концентрации РК в газовой и жидкой фазах.

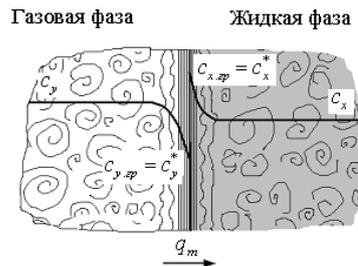


Рис. 1.4 – К пояснению механизма конвективного массообмена

Для практических расчетов интенсивности конвективного массообмена используют уравнение массоотдачи. Для стационарного процесса для газовой (отдающей) и жидкой фаз уравнения массоотдачи:

$$dM = \beta_y dF (y - y_{zp}); \quad (1.20)$$

$$dM = \beta_x dF (x_{zp} - x). \quad (1.21)$$

где M – расход РК, переходящего из фазы в фазу;

β_y и β_x – коэффициенты массоотдачи в газе и жидкости

F – площадь поверхности контакта фаз;

y и x – рабочие доли РК в ядрах газа и жидкости;

y_{zp} и x_{zp} – доли РК на границе раздела в газа и жидкости.

Для стационарного массообмена:

$$M = \beta_y F (y - y_{zp})_{cp}; \quad (1.22)$$

$$M = \beta_x F (x_{zp} - x)_{cp}, \quad (1.23)$$

где $(y - y_{zp})_{cp}$ и $(x_{zp} - x)_{cp}$ – средние для всей поверхности контакта движущие силы массоотдачи в газовой и жидкой фазах.

В (1.22) и (1.23) β_y и β_x осреднены для всей поверхности контакта. В (1.20) – (1.23) заменяют y_{zp} на y^* и x_{zp} на x^* .

1.6 Подобие диффузионных процессов

Диффузионный подобия Нуссельта Nu' характеризует отношение интенсивности массоотдачи к интенсивности переноса вещества молекулярной диффузией в пограничном слое:

$$Nu' = \frac{\beta l}{D}, \quad (1.24)$$

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

где β – коэффициент массоотдачи;

l – характерный размер;

D – коэффициент молекулярной диффузии.

Критерий Пекле Pe' выражает отношение интенсивности переноса вещества конвекцией к интенсивности его переноса молекулярной диффузией при конвективном массообмене:

$$Pe' = \frac{wl}{D}; \quad (1.25)$$

Критерий Фурье Fo' (для нестационарного массообмена):

$$Fo' = \frac{D\tau}{l^2}. \quad (1.26)$$

(1.25) преобразуем (ν – кинематическая вязкость):

$$Pe' = \frac{wl}{\nu} \cdot \frac{\nu}{D} = Re \cdot Pr', \quad (1.27)$$

где Re – критерий Рейнольдса;

Pr' – диффузионный критерий Прандтля, отражает подобие физических констант веществ:

$$Pr' = \frac{\nu}{D} = \frac{\mu}{\rho D}, \quad (1.28)$$

где ρ – плотность фазы, кг/м³.

Критерии диффузионного подобия записываются для каждой из фаз отдельно. Например: Pe'_y – диффузионный критерий Пекле для газовой фазы.

Определяемый критерий – критерий Nu' , а остальные – определяющие. Критериальные уравнения для расчетов коэффициентов массоотдачи имеют вид:

$$Nu'_y = f(Pe'_y, Re_y, Pr'_y, Fo'_y, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (1.29)$$

где Γ_1 и Γ_2 – геометрические симплексы.

1.7 Основное уравнение массопередачи

Основное уравнение массопередачи:

$$dM = KdFd\tau \Delta. \quad (1.30)$$

где M – количество РК, переносимого из фазы в фазу;

K – коэффициент массопередачи;

F – площадь поверхности взаимодействия фаз;

τ – время.

Δ – движущая сила массопередачи.

Движущая сила массопередачи – разность рабочей и равновесных концентраций РК в отдающей фазе (разность равновесной и рабочей его концентраций в принимающей фазе). Примем отдающей фазой газовую, а принимающей – жидкую. Движущую силу вдоль границы раздела фаз осредняют. При этом:

$$M = K_y F (y - y^*)_{cp} = K_y F \Delta y_{cp}; \quad (1.31)$$

$$M = K_x F (x^* - x)_{cp} = K_x F \Delta x_{cp}, \quad (1.32)$$

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

где K_y и K_x – коэффициенты массопередачи, выраженные через концентрации РК компонента в газовой и жидкой фазах;

$(y - y^*)_{cp} = \Delta y_{cp}$ – средняя движущая сила массопередачи в газовой фазе;

$(x^* - x)_{cp} = \Delta x_{cp}$ – средняя движущая сила массопередачи в жидкой фазе;

y и y^* – рабочая и равновесная концентрации РК в газе;

x и x^* – рабочая и равновесная концентрации РК в жидкости.

1.8 Взаимосвязь коэффициентов массопередачи с коэффициентами массоотдачи

В результате анализа устанавливают следующую взаимосвязь коэффициентов K_x и K_y и β_x и β_y :

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}; \quad (1.33)$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}, \quad (1.34)$$

где m – коэффициент распределения вещества по фазам.

1.9 Определение движущей силы массопередачи

В аппаратах рабочие концентрации РК меняются в фазах вдоль поверхности раздела. Поэтому вдоль нее меняется значение движущей силы. При расчётах оперируют ее средним значением (Δy_{cp} или Δx_{cp}). Величина Δy_{cp} (Δx_{cp}) зависит от условий равновесия, конечных и текущих значений концентраций, от взаимного направления движения фаз и др. факторов.

Для противоточного аппарата при условиях, что линия равновесия $y^* = mx$, расходы фаз по длине аппарата меняются мало (приняты постоянными), коэффициенты массоотдачи β_y и β_x и коэффициенты массопередачи K_y и K_x неизменны во всем аппарате и РК переходит из газа в жидкость, в результате анализа ряда уравнений получают зависимости для расчета средней движущей силы в газовой Δy_{cp} и жидкой Δx_{cp} фазах:

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}}; \quad (1.35)$$

$$\Delta x_{cp} = \frac{x_k - x_n}{\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}}; \quad (1.36)$$

где y_n и y_k – концентрации РК в газе на входе ее и на выходе;

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

y и y^* – рабочая и равновесная концентрации РК в газе;

x_n и x_k – концентрации РК в жидкости на входе ее и на выходе;

x и x^* – рабочая и равновесная концентрации РК в жидкости.

Значения интегралов в выражениях (1.35) и (1.36), определяют графически либо численными методами. При графическом методе строят масштабный график функции $\frac{1}{y-y^*} = f(y)$ в от y_k до y_n (рис. 1.5). Затем определяют площадь S трапеции $ABCD$ и умножают S на масштабы m_y и $m_{\frac{1}{y-y^*}}$, вычисляя:

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y-y^*} = S \cdot m_y \cdot m_{\frac{1}{y-y^*}}. \quad (1.37)$$

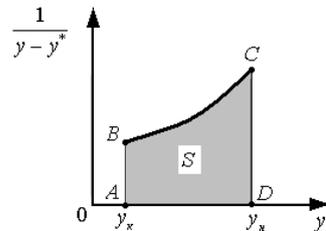


Рис. 1.5 – К определению Δy_{cp} графическим интегрированием

Концевые значения движущей силы: на входе газовой фазы $\Delta y_n = y_n - y_n^*$; на выходе газовой фазы $\Delta y_k = y_k - y_k^*$. Их используют для расчёта Δy_{cp} упрощённо, если равновесная и рабочая линии близки к прямым. При отношении $\frac{\Delta y_{max}}{\Delta y_{min}} > 2$:

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{\ln \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k}}, \quad (1.38)$$

где Δy_{max} и Δy_{min} – большая и меньшая из концевых движущих сил.

При $\frac{\Delta y_{max}}{\Delta y_{min}} \leq 2$, значение Δy_{cp} рассчитывают:

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_n + \Delta y_k}{2} \quad (1.39)$$

Подобные методы и уравнения также применимы для расчетов Δx_{cp} и при составах через относительные концентрации.

1.10 Основы расчета массообменных аппаратов

Основные размеры массообменных аппаратов:

- поперечное сечение (определяет производительность);
- рабочая длина, высота (определяет глубину процесса).

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Аппараты в основном цилиндрические, их диаметр D :

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w_0}} \quad (1.40)$$

где Q – объемный расход фазы при рабочих условиях, м³/с;

w_0 – рабочая скорость фазы на полное сечение, м/с.

Величина w_0 зависит от плотностей фаз и т.д.

Расчет высоты проводят по различным методикам.

1.10.1 Расчет высоты аппарата с использованием основного уравнения массопередачи

Для расчета высоты контактной части аппарата H с ней связывают площадь поверхности массопередачи F . Для аппарата фаз постоянного сечения S объем зоны контакта V :

$$V = SH = \frac{F}{\sigma}, \quad (1.41)$$

где σ – удельная поверхность контакта фаз, м²/м³.

С учетом (1.41) уравнение массопередачи (1.31):

$$H = \frac{M}{K_y S \sigma \Delta y_{cp}}. \quad (1.42)$$

Высота контактной части аппарата со ступенчатым контактом фаз:

$$H = hN, \quad (1.43)$$

где h – высота ступени контакта фаз, м;

N – число ступеней контакта фаз.

При поверхности контакта фаз на одной ступени F_{cm} :

$$F = NF_{cm}. \quad (1.44)$$

Из уравнения (1.31) и зависимостей (1.43) и (1.44) следует:

$$H = \frac{Mh}{F_{cm} K_y \Delta y_{cp}}. \quad (1.45)$$

Поверхность контакта фаз на одной ступени выражают:

$$F_{cm} = Sh\sigma_0; \quad (1.46)$$

где σ_0 – удельная поверхность контакта фаз (к единице объема).

1.10.2 Модифицированное уравнение массопередачи. Единица переноса. Число единиц переноса. Высота единицы переноса

Для многих аппаратов размер поверхности контакта установить трудно. Характерный расчётный параметр – высота контактной части H . Площадь поверхности контакта F выражают:

$$F = SH\sigma. \quad (1.47)$$

Подставим в уравнение массопередачи F из (1.47):

$$M = K_y SH\sigma \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}}. \quad (1.48)$$

**2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ
ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ**

Принимаем: расход газа G меняется мало. Тогда:

$$M = G(y_n - y_k). \quad (1.49)$$

После замены M и преобразования(1.48) получим:

$$H = \frac{G}{K_y S \sigma} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{G}{K_y S \sigma} \cdot \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}}. \quad (1.50)$$

$\frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}} = n_{0y}$ в (1.50) – число единиц переноса (ЧЕП) по

газовой фазе (безразмерная величина). $\frac{G}{K_y S \sigma} = h_{0y}$ – высота

единицы переноса (ВЕП) по газовой фазе. Единица переноса – участок аппарата, на котором концентрация РК в фазе меняется на среднюю движущую силу в фазе.

Высота контактной части аппарата через ЧЕП и ВЕП:

$$H = n_{0y} h_{0y}. \quad (1.51)$$

ЧЕП также выражают:

$$n_{0y} = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}. \quad (1.52)$$

Выражения, подобные (1.50) и (1.51), получают через расход жидкости L и концентрации РК в ней:

$$H = \frac{L}{K_x S \sigma} \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x} = \frac{L}{K_x S \sigma} \cdot \frac{x_k - x_n}{\Delta x_{cp}}; \quad (1.53)$$

$$H = n_{0x} h_{0x}, \quad (1.54)$$

где n_{0x} – ЧЕП по жидкой фазе;

h_{0x} – ВЕП по жидкой фазе, м.

Существуют ЧЕП и ВЕП в фазах. Взаимосвязь ЧЕП по фазам с ЧЕП в фазах:

$$\frac{1}{n_{0y}} = \frac{1}{n_y} + \frac{1}{n_x A}; \quad (1.55)$$

$$\frac{1}{n_{0x}} = \frac{A}{n_y} + \frac{1}{n_x}. \quad (1.56)$$

где n_x и n_y – ЧЕП в газовой и жидкой фазах;

A – фактор массопередачи.

$$A = \frac{L}{mG}. \quad (1.57)$$

Взаимосвязь ВЕП по фазам с ВЕП в фазах:

$$h_{0y} = h_y + \frac{h_x}{A}; \quad (1.58)$$

$$h_{0x} = Ah_y + h_x, \quad (1.59)$$

где h_y и h_x – ВЕП в газовой и жидкой фазах.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

1.10.3 Расчет аппаратов со ступенчатым контактом фаз. Эффективность ступени контакта. Теоретическая ступень контакта (тарелка)

Аппараты со ступенчатым контактом – противоточные. Фазы в них последовательно взаимодействуют на контактных ступенях. После разделения одна из фаз следует для на выше расположенную ступень, а вторая – на ниже расположенную. Глубину протекания массообмена на ступени оценивают через ее эффективность (КПД) E . Для газовой и жидкой фаз эффективность ступени E_y и E_x (рис .1.6):

$$E_y = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n - y_n^*}; \quad (1.60)$$

$$E_x = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_n^* - x_n}, \quad (1.61)$$

где y_n и y_{n+1} – концентрация РК в газе на входе и на выходе из ступени номер n ;

y_n^* – равновесная концентрация РК в газе на входе в ступень номер n ;

x_n и x_{n-1} – концентрация РК в жидкости на входе и на выходе из ступени n ;

x_n^* – равновесная РК в жидкости на входе в ступень n .



Рис. 1.6 – К пояснению понятия «эффективность ступени контакта фаз»

E используют для расчета числа действительных ступеней контакта N . Этот расчет ведут по зависимости:

$$N = \frac{\log \frac{A(1-\varphi)}{A-\varphi}}{\log \left[1 - E_y \left(1 - \frac{1}{A} \right) \right]}, \quad (1.62)$$

где φ – коэффициент извлечения.

$$\varphi = \frac{y_n - y_k}{y_n - y_k^*}, \quad (1.63)$$

где y_n и y_k – концентрация РК в газовой фазе на входе и на выходе из аппарата;

y_k^* – равновесная концентрация РК в газовой фазе на выходе ее из аппарата.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Для расчета N вводят понятие теоретической тарелки. Теоретическая тарелка – гипотетический участок аппарата, на выходе из которого фазы достигают равновесного состава.

Число теоретических тарелок N_m определяют графически на $x-y$ - диаграмме (рис.1.7), на ней строят равновесную $y^* = f(x)$ и рабочую $y = f(x)$ линии. Вертикальный отрезок между рабочей и равновесной линиями – движущая сила по газу, горизонтальный отрезок – движущая сила по жидкой фазе.

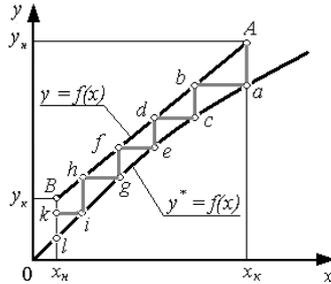


Рис. 1.7 – Определение N_m графическим методом

Построения для определения N_m начинают с начальной концентрации газовой фазы (точка A). Из A проводим вертикальный отрезок до линии равновесия (точка a). Из a проводим горизонтальный отрезок до рабочей линии (точка b). Ломаная Aab отражает изменение концентраций в обеих фазах на теоретической тарелке. Продолжая вписывать ломаные линии (bcd, def и т.д.) до концентрации y_k , получаем N_m . Число N рассчитываем:

$$N = \frac{N_m}{E}. \quad (1.64)$$

2 АБСОРБЦИЯ

2.1 Общие сведения об абсорбции. Требования к абсорбентам

Абсорбция – поглощение жидкостью газов (паров) из газовых смесей (ГС). Компонент, поглощаемый жидкостью при абсорбции – абсорбат. Жидкость, в которой растворяется абсорбат – абсорбент. Аппараты для проведения абсорбции – абсорберы. ГС, поступающая в абсорбер – исходная, ГС на выходе из него – очищенная. Жидкая фаза, подаваемая в абсорбер – свежий абсорбент, а она же на выходе из абсорбера – отработанный абсорбент. Газы, практически не поглощаемые жидкостью из смеси при абсорбции – инертные (газ-носитель).

Абсорбцию проводят для получения товарных продуктов, для извлечения из ГС ценных продуктов или полупродуктов, для улавливания вредных примесей из технологических газов, для улавливания ценных компонентов из газовых выбросов, для очистки выбросов от вредных веществ, в целях дезодорации. Абсорбция обратима, обратный процесс – десорбция.

К абсорбентам предъявляются требования: избирательная способность; высокая поглотительная способность; пассивность к разделяемым средам, конструкционным материалам; собственная химическая стойкость; термостойкость; низкая летучесть паров;

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

малая вязкость; безопасность в обращении; доступность и дешевизна; хорошая регенерируемость.

2.2 Равновесие при абсорбции. Методы десорбции

При физической абсорбции равновесная концентрация абсорбата в абсорбенте зависит от их природы, температуры, концентрации абсорбата в ГС и давления. При абсорбции одного компонента из ГС по правилу фаз Гиббса число степеней свободы равно трем. При постоянных давлении и температуре в условиях равновесия каждому значению состава газовой фазы соответствует определенное значение состава жидкой фазы. При образовании сильноразбавленных растворов абсорбата (абсорбция трудно растворимых газов; поглощение из ГС с низким содержанием абсорбата) условия равновесия между газом и жидкостью описывают законом Генри:

$$p_A^* = E x_A, \quad (2.1)$$

где p_A^* – парциальное давление абсорбата над раствором при равновесии;

E – константа растворимости (Генри);

x_A – молярная доля абсорбата в растворе.

Применив к (2.1) законы Дальтона и идеального газа:

$$y_A^* = \frac{E}{P} x_A, \quad (2.2)$$

где y_A^* – молярная доля абсорбата в ГС над его раствором при равновесии;

P – общее давление газовой смеси.

E определяют аналитически или экспериментально. Из (2.2) и экзотермичности абсорбции следует: растворимость газа увеличивается с ростом давления и при снижении температуры.

При абсорбции паров и невысоком содержании их в ГС условия равновесия устанавливают по закону Рауля:

$$y_A^* = \frac{P_{sA}}{P} x_A, \quad (2.3)$$

где P_{sA} – давление насыщенного пара абсорбата при рабочей температуре.

Для систем газ – жидкость, не подчиняющихся законам Генри и Рауля, для описания равновесия используют экспериментальные данные.

Десорбцию абсорбата из отработанного абсорбента проводят с целью: получения абсорбата в концентрированном виде; регенерации абсорбента; одновременно для получения абсорбата в концентрированном виде и регенерации абсорбента.

Первый метод: понижение давления над раствором. Абсорбат получают практически чистым, регенерация неглубокая.

Второй метод: продувка инертного газа через раствор. Получают абсорбент чистым, абсорбат – в смеси с газом.

Третий метод: нагрев абсорбента. Получают чистый абсорбент. Абсорбат в смеси с паром абсорбента направляют в кон-

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

денсатор-холодильник. На выходе из него получают достаточно чистые абсорбат (газовая фаза) и абсорбент (жидкость).

Методы десорбции комбинируют (термическая десорбция с понижением давления, термическая десорбция с продувкой).

2.3 Материальный баланс и уравнение рабочей линии абсорбера

При составлении уравнений материального баланса используют расходы компонентов-носителей (инертного газа и чистого поглотителя, их расходы в абсорбере в принимают постоянным. Это упрощает расчеты зависимости. Введем обозначения:

L , L_n и L_k –расходы чистого, свежего и отработанного абсорбента, кмоль/с;

G , G_n и G_k –расходы инертного газа, исходной и очищенной ГС, кмоль/с;

x_n и x_k – абсолютная молярная доля абсорбата в свежем и отработанном абсорбенте, кмоль А/кмоль раствора;

X_n и X_k –относительная молярная доля абсорбата в свежем и отработанном абсорбенте, кмоль А/кмоль абсорбента;

y_n и y_k – абсолютная молярная доля абсорбата в исходной и очищенной ГС, кмоль А/кмоль смеси;

Y_n и Y_k –относительная молярная доля абсорбата в исходной и очищенной ГС, кмоль А/кмоль инертного газа.

Расходы инертного газа и чистого поглотителя связаны с расходами фаз на входе и выходе их из абсорбера зависимостями:

$$G = G_n (1 - y_n) = \frac{G_n}{1 + Y_n} = G_k (1 - y_k) = \frac{G_k}{1 + Y_k}; \quad (2.4)$$

$$L = L_n (1 - x_n) = \frac{L_n}{1 + X_n} = L_k (1 - x_k) = \frac{L_k}{1 + X_k}; \quad (2.5)$$

Расход абсорбата, поглощаемого жидкостью, M :

$$M = G_n - G_k = L_k - L_n; \quad (2.6)$$

$$M = G(Y_n - Y_k) = L(X_k - X_n). \quad (2.7)$$

$$L = G \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}; \quad (2.8)$$

Основные абсорберы – противоточные (рис. 2.1).

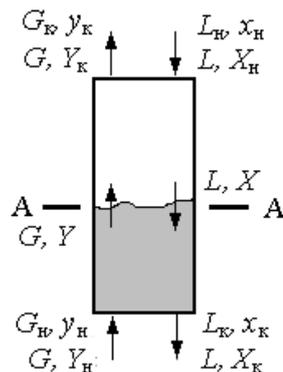


Рис. 2.1 – К материальному балансу противоточного абсорбера

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Для участка от входа газа до сечения А-А баланс:

$$LX_{\kappa} + GY_{\eta} = LX + GY, \quad (2.9)$$

где X и Y – относительные молярные доли абсорбата в жидкой и газовой фазах в сечении А-А.

Из (2.9), получаем линейное уравнение рабочей линии:

$$Y = \frac{L}{G}X + \left(Y_{\eta} - \frac{L}{G}X_{\kappa} \right). \quad (2.10)$$

На диаграмме (рис. 2.2) рабочая линия – отрезок AB .

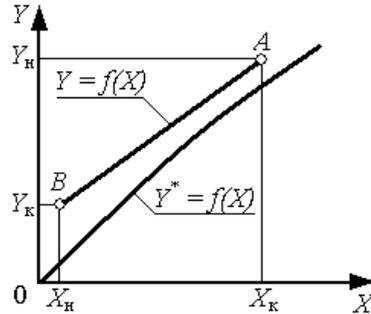


Рис. 2.2 – Отображение рабочей линии противоточного абсорбера

При увеличении удельного расхода абсорбента $l = \frac{L}{G}$ рабочая линия удаляется от линии равновесия. Следовательно, при этом возрастает движущая сила процесса.

2.4 Определение минимального и оптимального расходов абсорбента

При расчете абсорбера задают расход и состав исходной ГС и состав ее после разделения. Расход абсорбента из (2.8):

$$L = \frac{M}{X_{\kappa} - X_{\eta}}. \quad (2.11)$$

В (2.11) неизвестны L и X_{κ} . Для противоточного абсорбера (рис. 2.3) при увеличении расхода поглотителя $X_{\kappa} \rightarrow X_{\eta}$, а при $L \rightarrow \infty$ – $X_{\kappa} \approx X_{\eta}$ ($A'B$ – вертикаль). Движущая сила процесса максимальна, для его осуществления требуется наименьшая высота аппарата. При уменьшении расхода поглотителя X_{κ} приближается к X_{κ}^* – равновесной доле абсорбата в абсорбенте на выходе из абсорбера. X_{κ}^* – при минимальном расходе абсорбента L_{\min} (A^*B касается линии равновесия). При этом средняя движущая сила процесса стремится к нулю, высота абсорбера должна быть бесконечной. Уравнение для расчета L_{\min} :

$$L_{\min} = \frac{M}{X_{\kappa}^* - X_{\eta}}. \quad (2.12)$$

Рабочий расход абсорбента L – в пределах от L_{\min} до ∞ . Оптимальный расход абсорбента L_{opt} определяют технико-экономически. Значимые затраты: капитальные, затраты на аб-

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

сорбент, на транспорт абсорбента в абсорбер и на транспорт ГС смеси через абсорбер. Сумма их при L_{onm} минимальна.

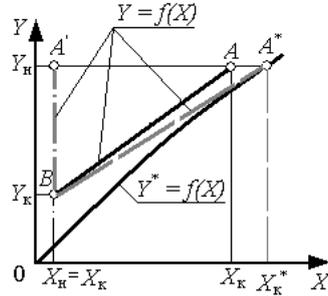


Рис.2.3 – К определению минимального расхода абсорбента

Технико-экономические расчеты сложны. На практике чаще всего задают коэффициент избытка абсорбента α :

$$\alpha = \frac{L}{L_{\min}}. \quad (2.13)$$

2.5 Схемы абсорбционных установок

Наиболее распространены схемы абсорбции: противоточная, прямоточная и с частичной рециркуляцией абсорбента. Противоточная абсорбция представлена ранее (рис. 2.1). Противоточные абсорберы применяются чаще других, т.к. в них достигается наиболее глубокое разделение ГС. Прямоточную абсорбцию (рис. 2.4) применяют при поглощении легкорастворимых газов.

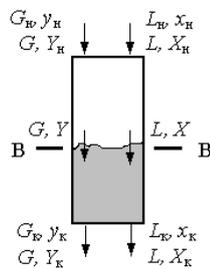


Рис. 2.4 – Схема прямоточного абсорбера

При частичной рециркуляции абсорбента интенсифицируют массообмен и отводят тепло абсорбции (рис. 2.5). На рисунке L_p – рециркулирующий абсорбент.

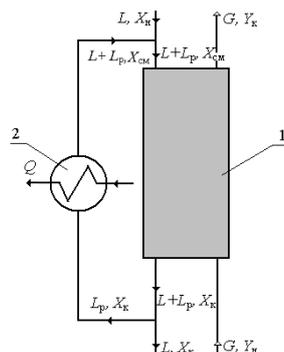


Рис. 2.5 – Схема абсорбера с рециркуляцией абсорбента
1 – абсорбер; 2 – холодильник абсорбента

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

2.6 Классификация абсорберов

По исполнению корпуса абсорберы делят на колонные и емкостные. У колонных аппаратов корпус – полый вертикальный цилиндр. Емкостные абсорберы – емкости, частично заполнены жидкостью.

Абсорберы характеризуют по способу образования поверхности взаимодействия фаз. В поверхностных аппаратах она представляет свободную поверхность жидкости, над которой движется поток ГС. Поверхностные абсорберы пригодны для абсорбции очень хорошо растворимых газов. В барботажных аппаратах поверхность взаимодействия – поверхность пузырей. Емкостные барботажные абсорберы – емкости с барботерами, их используют при малых расходах ГС. Колонные аппараты с барботажными тарелками имеют широкое применение. В распылительных аппаратах поверхность взаимодействия фаз – поверхность капель жидкости. В пленочных абсорберах в зоне контакта жидкость движется в виде пленки.

По взаимному направлению движения фаз абсорберы противоточные, прямоточные, с рециркуляцией абсорбента и газовой смеси и др. По режимам работы абсорберы делят на работающие под избыточным и атмосферным давлением.

2.7 Конструкции абсорберов

2.7.1 Насадочные абсорберы

Насадочный абсорбер (рис.2.6) имеет цилиндрический вертикальный корпус 1. Внутри корпуса установлена одна или несколько опорно-распределительных решеток 2 под насадку 3.

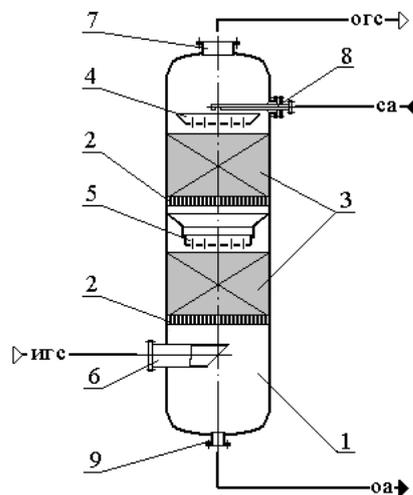


Рис. 2.6 – Насадочный абсорбер

1 – корпус; 2 – решетки; 3 – слой насадки; 4 – распределительное устройство; 5 – перераспределительное устройство. Штуцера: 6 – входа исходной смеси; 7 – выхода очищенной смеси; 8 – входа свежего абсорбента; 9 – выхода отработанного абсорбента

Насадка – твердые тела, загружаемые в аппарат внавал или упорядоченно. Насадка служит для образования на своей поверхности пленки жидкости. Газ движется в зазорах между насадочными телами и внутри их противотоком по отношению к жидко-

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

сти. Для равномерного распределения жидкости над верхним слоем насадки установлено распределительное устройство 4. Перераспределительные устройства 5 устанавливаются в аппаратах, в которых насадка секционирована на несколько слоев. Насадочный абсорбер имеет штуцера: входа газовой смеси 6; выхода газовой смеси 7; входа свежего абсорбента 8; выхода отработанного абсорбента 9. Свежий абсорбент через штуцер 8 подается в распределительное устройство 4 и орошает насадку и стекает по ней. ГС поступает в аппарат через штуцер 6 и движется по каналам в насадке вверх. При взаимодействии жидкости и газа происходит поглощение абсорбата. Отработанный абсорбент отводится через штуцер 9, а очищенная ГС – аппарат через штуцер 7.

2.7.1.1 Виды насадок и их основные характеристики

Чаще используют аппараты с неупорядоченной насадкой. Простейшая насадка – гравий, щебень. Из искусственных насадок широко распространены кольцевые и седловидные (рис. 2.7). Кольца Рашига – пустотелые цилиндры из керамики, стали, пластмасс. Более сложная и эффективная насадка – кольца Палля (из керамики, стали и пластмасс), они имеют перегородки или лепестки внутри и окошки в стенках. Из седловидных насадок наиболее известными являются седла Берля и седла «Инталлокс» (из керамики и пластмасс). Для работы с чистыми, не агрессивными средами широко используют сетчатые насадки в виде рулонов, цилиндриков, кубиков и т.д.

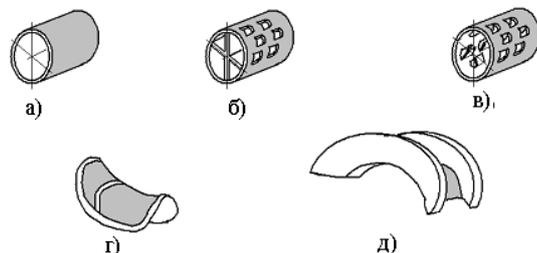


Рис. 2.7 – Кольцевые и седловидные насадки

а – кольца Рашига керамические и металлические; б – кольца Палля керамические; в – кольца Палля металлические; г – седла Берля; д – седла Инталлокс

Простейшая регулярная насадка – хордовая. Как регулярную насадку используют упорядоченно загруженные крупноразмерные кольца Рашига. Регулярными насадками также являются плоскопараллельные. Регулярные насадки обладают меньшим гидравлическим сопротивлением по сравнению с неупорядоченными. Интенсивность массообмена выше в неупорядоченных насадках. Для регулярных насадок сложно добиться равномерного распределения жидкости.

Основные характеристики насадок: относительный свободный объем ε , м³/м³; удельная поверхность σ , м²/м³; эквивалентный диаметр d_s , м; насыпная плотность ρ_n , кг/м³; размеры элемента насадки. Крупная насадка имеют меньшее гидравлическое сопротивление и эффективность массообмена. Материал для

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

насадок должен быть хорошо смачиваемым жидкостью, химически стойким и достаточно механически прочным.

Насадочные аппараты неэффективны при малых расходах жидкости. Их следует применять при абсорбции средне и труднорастворимых газов и при работе с агрессивными средами.

2.7.1.3 Гидродинамика насадочных аппаратов

Гидродинамический режим работы насадочного аппарата зависит от типа и размера насадки и расходов газа и жидкости на единицу поперечного сечения. При умеренной скорости газа силы трения между газом и жидкостью невелики. Поток газа незначительно препятствует движению жидкости. В зависимости от расхода жидкости наблюдаются два режима ее движения. При малой плотности орошения жидкость не образует пленку на всей поверхности насадки (струйный режим, неэффективная массопередача). Объемную плотность орошения q , м/с, определяют через объемный расход жидкости L_V , м³/с, и сечение аппарата S , м²:

$$q = \frac{L_V}{S}. \quad (2.14)$$

Полное смачивание насадки (пленочный режим) при q , превышающей минимально допустимое значение q_{\min} .

С увеличением скорости газа жидкость сильнее тормозится силами межфазного трения, ее количество в насадке увеличивается. При некоей скорости силы межфазного трения уравновешивают силы тяжести, действующие на жидкость. Жидкость подвисает насадке, а затем выбрасывается вверх (аппарат «захлебывается», скорость – скорость «захлебывания» w_3). Рабочая скорость газа должна быть меньше w_3 . Рабочая скорость газа – от 70 до 90 % от w_3 .

Гидравлическое сопротивление сухой насадки ΔP_c , Па:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_s} \frac{\rho_y w_0^2}{2\varepsilon^2}, \quad (2.15)$$

где λ – эквивалентный коэффициент трения;

H – высота слоя насадки, м;

d_s – эквивалентный диаметр насадочных тел, м;

ρ_y – плотность газовой фазы, кг/м³;

w_0 – фиктивная скорость газа, м/с;

ε – относительный свободный объем насадки, м³/м³.

Для аппаратов с кольцевыми и седловидными насадками для расчета λ применяют формулы Жаворонкова. При $Re < 40$:

$$\lambda = \frac{140}{Re}. \quad (2.16)$$

При $Re > 40$:

$$\lambda = \frac{16}{Re^{0.2}}. \quad (2.17)$$

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Для орошаемых насадочных аппаратов их гидравлическое сопротивление, ΔP_{op} , Па, обычно рассчитывают по формуле:

$$\Delta P_{op} = \Delta P_c \cdot A, \quad (2.18)$$

где A – коэффициент (зависит от плотности орошения и др.).

2.7.2 Тарельчатые колонные абсорберы

Массообменные тарелки колонных аппаратов – горизонтальные перегородки с устройствами для прохода через них газа и жидкости и организации взаимодействия фаз. Тарелки делят по организации слива жидкости: без переливных устройств (провальные) и с переливными устройствами.

2.7.2.1 Провальные тарелки

Устройство абсорбера с провальными тарелками показана на рис. 2.8. Основание провальной тарелки – перфорированный лист с отверстиями крупными круглыми или щелевидными отверстиями (рис. 2.9). Сверху на тарелку поступает жидкость, а снизу – газ. Газ и жидкость попеременно проходят через одни и те же отверстия. При увеличении расхода газа на тарелке растет столб газо-жидкостной смеси, и при некоторой критической скорости происходит захлебывание – жидкость перебрасывается с нижележащей тарелки на выше расположенную.

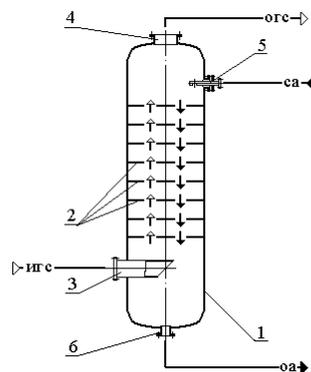


Рис. 2.8 – Колонный абсорбер с провальными тарелками
1 – корпус; 2 – тарелки. Штуцера: 3 – входа ГС смеси; 4 – выхода ГС; 5 – входа абсорбента; 6 – выхода абсорбента

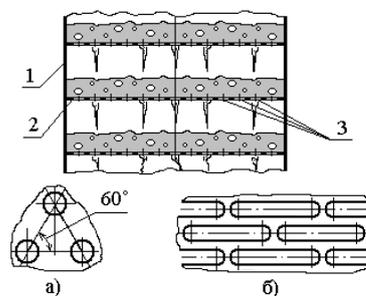


Рис. 2.9 – Фрагмент абсорбера с провальными тарелками
1 – корпус аппарата; 2 – основание тарелки; 3 – отверстия. Исполнение отверстий в тарелках: а – дырчатой; б – решетчатой

Достоинства провальных тарелок: простота, низкая материалоемкость, малая чувствительность к загрязнениям, невысокое гидравлическое сопротивление. Недостатки: малая произво-

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

длительность по газу, невысокая эффективность массообмена, узкий диапазон устойчивой работы (отношение максимальной допустимой скорости газа w_{\max} к минимальной допустимой w_{\min}).

2.7.2.2 Тарелки с переливными устройствами

Тарелки с переливными устройствами имеют специальные каналы для перетока жидкости с вышележащей тарелки на нижележащую (рис. 2.10). Чаще всего используют сегментные и трубчатые переливные устройства.

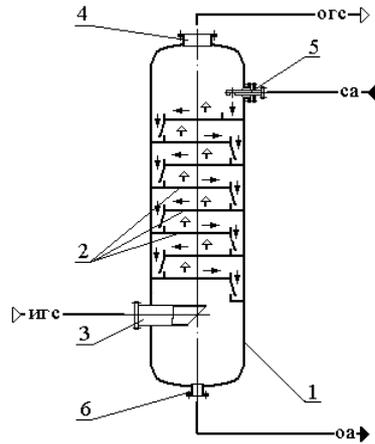


Рис. 2.10 – Абсорбер с тарелками с переливными устройствами
1 – корпус; 2 – тарелки. Штуцера: 3 – входа ГС; 4 – выхода ГС; 5 – входа абсорбента; 6 – выхода абсорбента

Тарелки с переливными устройствами бывают барботажными (ситчатая, колпачковая и клапанная) и прямоточными. Ситчатая тарелка (рис. 2.11) имеет основание 2 – горизонтальный лист с круглыми отверстиями 6. Варьируют диаметр отверстий, их шаг и относительное свободное сечение $f_{св}$ (отношение суммарной площади отверстий S_o к площади тарелки S).

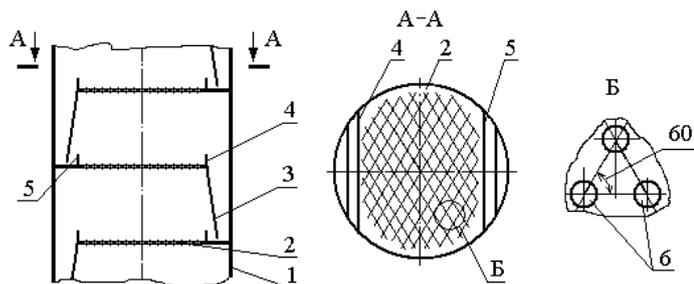


Рис. 2.11 – Фрагмент абсорбера с ситчатыми тарелками
1 – корпус; 2 – основание; 3 – сливной лист; 4 и 5 – сливной и переливной пороги; 6 – отверстия

Для ситчатых тарелок характерно несколько гидродинамических режимов. Провальный (нерабочий) режим наблюдают при малой скорости газа (жидкость перетекает на нижележащую тарелку через отверстия 6, интенсивность массообмена невысока). При увеличении скорости газа провал жидкости прекращается, из отверстий выходят струи газа, которые в жидкости разбиваются на пузырьки (пенный режим, рабочий, эффективность массообмена высока). При дальнейшем увеличении скорости га-

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

за энергия его струй настолько велика, что они не разрушаются при проходе через жидкость (струйный режим, нерабочий, велик унос жидкости газом, эффективность массообмена падает).

Ситчатые тарелки просты, имеют малую материалоемкость и невысокое сопротивление. Они чувствительны к загрязнениям, у них небольшой диапазон устойчивой работы.

Колпачковая тарелка (рис 2.12) имеет основание 2 – горизонтальный лист с крупными отверстиями. Соосно отверстиям к основанию крепятся патрубки 7. Над ними соосно располагаются колпачки 6. В нижней части стенок колпачков по периметру выполнены прорези 8, которые диспергируют газ в жидкость. Газ при движении через тарелку последовательно проходит через патрубков 7, зазор между патрубком 7 и колпачком 6, прорези 7 и газо-жидкостной слой. При высокой скорости газа у колпачковой тарелки наблюдается нежелательный струйный режим.

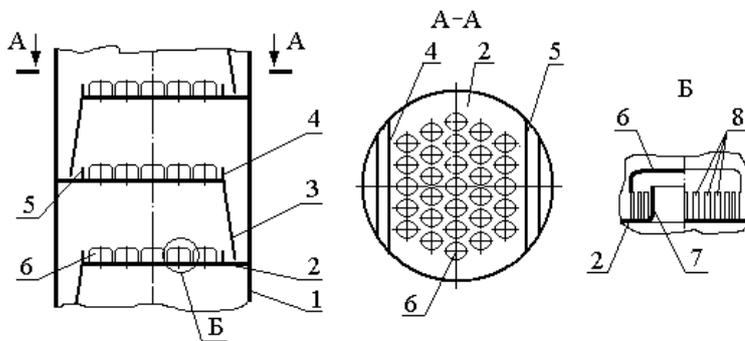


Рис. 2.12 – Фрагмент абсорбера с колпачковыми тарелками
1 – корпус; 2 – основание тарелки; 3 – сливной лист; 4 – сливной порог; 5 – переливной порог; 6 – колпачок; 7 – патрубок для прохода газа; 8 – прорези

Достоинства колпачковой тарелки: более широкий по сравнению с ситчатой диапазон устойчивой работы; пригодность для работы с загрязненными и коррозионно активными средами. Недостатки ее: сложнее, дороже, более материалоемкая, чем ситчатая; высокое гидравлическое сопротивление.

Прямоточная клапанная тарелка с круглыми клапанами (рис. 2.13) имеет основание 2 – лист с отверстиями 7 под клапаны 6. Клапан – круглая пластина с ограничительными лапками 8.

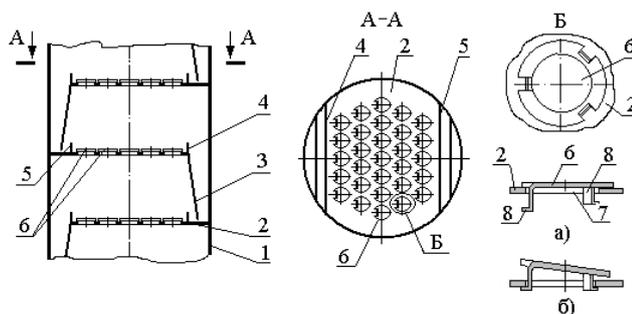


Рис. 2.13 – Фрагмент абсорбера с клапанными тарелками
1 – корпус; 2 – основание; 3 – сливной лист; 4 и 5 – сливной и переливной пороги; 6 – клапан; 7 – отверстие; 8 – лапки; а и б – клапан в положениях «закрыто» и «полностью открыто»

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

При малых расходах газа клапан б лежит на основании тарелки 2, между ними существует небольшой зазор, через который проходит газ. При увеличении расхода газа клапан поднимается, зазор увеличивается. При большом расходе газа клапан занимает крайнее верхнее положение. Скорость газа через зазор остается постоянной при всех его расходах, соответствующих положениям от «закрыто» до «полностью открыто» (в этом диапазоне тарелка имеет практически постоянное сопротивление). Клапанные тарелки сложнее и дороже ситчатых. Сопротивление их выше. Они не пригодны для работы со средами, выделяющими осадки. Главное их достоинство – устойчивая и эффективная работа в широком диапазоне нагрузок по газу. Эффективность всех типов барботажных тарелок примерно одинакова.

Современная конструкция барботажных тарелок – тарелки со стационарными клапанами. Они просты и имеют низкое гидравлическое сопротивление.

Струйные тарелки (пластинчатые, ситчатые с отбойниками и др.) работают при больших скоростях газа. В аппаратах с ними газ и жидкость в зоне взаимодействия движутся прямооточно. Их общее достоинство – высокая производительность по газу.

2.7.2.3 Основы гидродинамического расчета массообменных тарелок

Рабочая скорость газа w_p , м/с, для барботажных тарелок:

$$w_p = c \sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}}, \quad (2.19)$$

где c – коэффициент (зависит от конструкции тарелки и др.);

ρ_x и ρ_y – плотность жидкости и газа, кг/м³.

Сопротивление орошаемой барботажной тарелки ΔP_{op} , Па:

$$\Delta P_{op} = \Delta P_{сyx} + \Delta P_{гжс} + \Delta P_{\sigma}, \quad (2.20)$$

где $\Delta P_{сyx}$ – сопротивление сухой тарелки, Па;

$\Delta P_{гжс}$ – сопротивление газо-жидкостного слоя, Па;

ΔP_{σ} – сопротивление на преодоление сил поверхностного натяжения, Па.

$$\Delta P_{сyx} = \xi \frac{\rho_y w_y^2}{2 f_{св}^2}, \quad (2.21)$$

где ξ – коэффициент сопротивления сухой тарелки (зависит от конструкции тарелки и ее от $f_{св}$);

w_y – фиктивная скорость газа, м/с.

$$\Delta P_{гжс} = \rho_{гжс} h_{гжс} g = \rho_x h_0 g, \quad (2.22)$$

где $\rho_{гжс}$ – плотность газо-жидкостной смеси (пены), кг/м³;

$h_{гжс}$ – высота соя пены, м;

g – ускорение свободного падения, м/с²;

h_0 – высота светлого слоя жидкости, м.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Расчет $\rho_{гж}$, $h_{гж}$, ε и h_0 – по специальным методикам.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_{\sigma}}, \quad (2.28)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м;

d_{σ} – эквивалентный диаметр отверстий для прохода газа.

2.7.3 Пленочные трубчатые абсорберы

Пленочный трубчатый абсорбер схож с одноходовым по трубному пространству вертикальным кожухотрубчатый теплообменником. Трубное пространство его используется для взаимодействия абсорбента и ГС. Жидкость движется в виде пленки по внутренней поверхности труб. Межтрубное пространство используется для прохода хладагента, который отводит тепло абсорбции. Поверхность массообмена в данных абсорберах невелика. Их применяют для абсорбции хорошо растворимых газов из ГС с высоким их содержанием (характерно большое выделение тепла). Достоинства абсорберов: малое гидравлическое сопротивление, хороший отвод тепла. Основной недостаток – трудность четкого распределения жидкости по трубам.

2.7.4 Распыливающие абсорберы

Распыливающие аппараты применяют для абсорбции легко растворимых газов (для процесса необходимы большая удельная поверхность контакта, малая толщина слоя жидкости и высокая турбулентность газовой фазы). Распыление жидкости в них осуществляют форсунками, механическими распылителями, высокоскоростным потоком газа и т. д.

Простейший такой абсорбер – полый (рис. 2.14), имеет цилиндрический корпус 1, в верхней части которого установлена форсунка 2. Абсорбер имеет штуцера 3–6 для подвода и отвода жидкой и газовой фаз. В зоне взаимодействия ГС и абсорбент движутся противотоком. Высокая скорость газа в абсорбере недопустима (унос жидкости). Аппараты громоздки и имеют невысокие и эффективность. Достоинства: простота, низкое гидравлическое сопротивление и работа с запыленными газами.

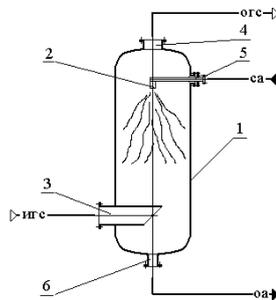


Рис. 2.14 – Полый распыливающий абсорбер

1 – корпус; 2 – форсунка. Штуцера: 3 – входа ГС; 4 – выхода ГС; 5 – входа абсорбента; 6 – выхода абсорбента

Широко используются распыливающие абсорберы Вентури (прямоточные). Достоинства абсорберов Вентури: компактность, высокая интенсивность массообмена, возможность очистки запыленных газов. Недостаток – высокое сопротивление.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

2.8 Порядок расчета абсорбера

Задание на расчет: данные о природе и составе исходной и очищенной ГС, ее расходе, температуре и давлении. Действия:

- выбирают абсорбент и режим работы абсорбера (температура, давление, взаимное направление движения фаз и др.);
- устанавливают условия равновесия между жидкой и газовой фазами;
- производят расчеты материального баланса;
- получают уравнение рабочей линии;
- выбирают конструкцию аппарата;
- определяют рабочую скорость газа;
- рассчитывают объемный расход ГС;
- выполняют расчет поперечного сечения аппарата;
- определяют кинетические характеристики аппарата (движущие силы, коэффициенты массопередачи и т.д.);
- рассчитывают высоту контактной части аппарата;
- рассчитывают гидравлическое сопротивление аппарата;
- проводят конструктивные и тепловые расчеты.

3 ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

3.1 Общие сведения о перегонке и ректификации

Перегонка – разделение гомогенных жидких смесей, компоненты которых отличаются температурой кипения, осуществляемый путем частичного испарения исходной смеси с последующей конденсацией полученного пара. Продукт, полученный из пара и обогащенный низкокипящим компонентом (НК) – дистиллят. Не испаренная жидкость – кубовый остаток, обогащена высококипящим компонентом (ВК).

Ректификация – разделение гомогенных жидких смесей, компоненты которых отличаются температурой кипения, за счет многократного (непрерывного) противоточного взаимодействия неравновесных жидкой и паровой фаз. При этом жидкость обогащается ВК за счет его конденсации из пара, а пар обогащается НК за счет его испарения из жидкости. При ректификации на одном конце аппарата получают жидкость, обогащенную ВК (кубовый остаток). Из другого конца аппарата выходит пар, обогащенный НК. Сконденсировав этот пар, получают дистиллят.

В дальнейшем рассматриваем разделение перегонкой и ректификацией двухкомпонентных смесей. Для них составы фаз выражают через содержание НК (x и y – молярная доля НК в жидкости и паре).

3.2 Равновесие в системе жидкость–пар

Равновесие в системе жидкость–пар описывают $x-y$ и $t-x-y$ -диаграммами. Диаграммы могут быть получены аналитически с использованием законов Рауля и Дальтона. Равновесная молярная доля НК в паре y^* , кмоль/кмоль:

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}, \quad (3.1)$$

где α – относительная летучесть компонентов смеси;
 x – молярная доля НК в жидкости, кмоль/кмоль.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

$$\alpha = \frac{P_{НК}}{P_{ВК}}, \quad (3.2)$$

где $P_{НК}$ и $P_{ВК}$ – давления насыщенного пара НК и ВК при одинаковой температуре, Па.

Линия равновесия $y^* = f(x)$ показана на рис 3.1. Линия $y = x$ на нем – линия равных концентраций. На рис. 3.2 представлена $t-x-y$ -диаграмма. Горизонтальная ось ее – шкала содержания НК в жидкости x и паре y . Вертикальная ось – шкала температуры t . Опорные точки кривых равновесия – температуры кипения (конденсации) чистых ВК $t_{ВК}$ и НК $t_{НК}$. Эти точки соединяются линиями кипения $t_{кип} = f(x)$ (характеризует температуру кипения жидкости в зависимости от состава) и конденсации $t_{конд} = f(y)$ (характеризует температуру конденсации пара в зависимости от состава).

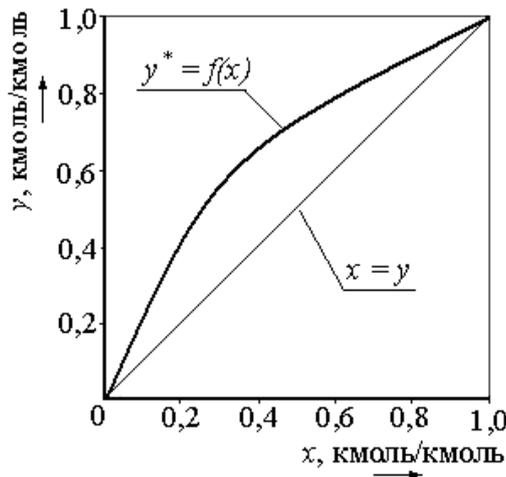


Рис. 3.1 – $x-y$ -диаграмма равновесия жидкость – пар

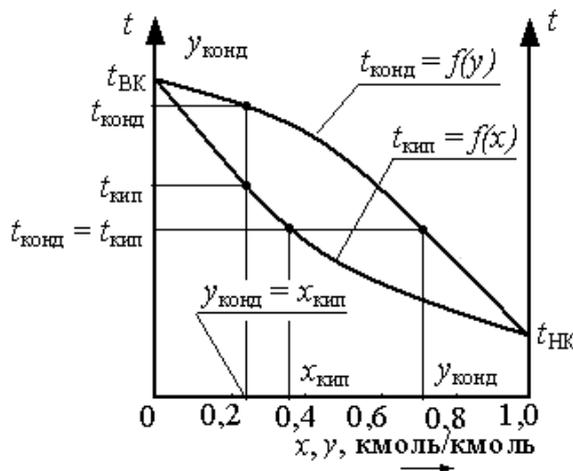


Рис. 3.2 – $t-x-y$ -диаграмма равновесия жидкость – пар

Для большинства реальных смесей характерно отклонение параметров равновесия от рассчитанных с использованием

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

закона Рауля. Более корректные данные по равновесию – справочные. Среди реальных смесей выделяют азеотропные.

3.3 Простая фракционная перегонка

Простая фракционная перегонка применяется на стадии первичной переработки легко разделяемых смесей. Основной аппарат установки (рис. 3.3) – перегонный куб 1 (емкость с устройством для нагрева). Куб 1 соединен паропроводом с конденсатором 2. Установка периодического действия. В куб 1 загружают исходную смесь, ее подогревают и кипятят. Полученный пар, обогащенный НК, направляют в конденсатор 2. Из конденсатора 2 жидкость поочередно сливают в сборники 3 – 5. После истощения исходной смеси подачу теплоносителя в куб прекращают, и из него сливают остаток. При работе получают фракции дистиллята с уменьшающейся долей НК.

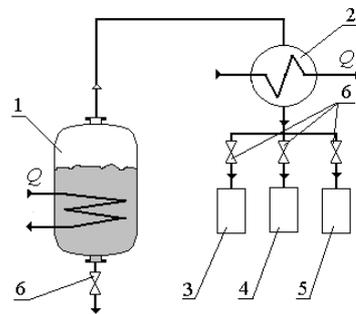


Рис. 3.3 – Схема установки простой фракционной перегонки
1-перегонный куб; 2-конденсатор; 3,4,5-сборники; 6 – вентили

Перегонка эффективна при большой относительной летучести компонентов исходной смеси, применима при невысоких требованиях к чистоте продуктов разделения. Кроме простой перегонки используют многократную и др. ее виды.

3.4 Материальный баланс простой перегонки

Обозначения: L – количество жидкости в кубе, кмоль; x и y^* – молярная доля НК в жидкости в кубе и равновесная молярная доля НК в паре, кмоль/кмоль. За некоторое время количество жидкости в кубе уменьшается на dL , а содержание НК в жидкости – на dx . Пар равновесен с жидкостью, в кубе. Тогда:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^* . \quad (3.3)$$

$dLdx \rightarrow 0$. После преобразований из (3.3) получаем:

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} , \quad (3.4)$$

где F и W – количество исходной смеси и кубового остатка, кмоль;

x_F и x_W – доля НК в исходной смеси и в остатке, кмоль/кмоль.

В результате интегрирования уравнения (3.4) получаем:

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} . \quad (3.5)$$

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

четко разделяется. Часть жидкости, обогащенной ВК (кубовый остаток), отводят насосом 9 из колонны 1. Дистиллят и кубовый остаток охлаждают в холодильниках 6 и 7.

3.6 Материальный баланс ректификационной установки

Уравнения баланса запишем с использованием молярных расходов, т.к. при этом уравнения рабочих линий имеют линейную форму. Введем обозначения (рис. 3.5): F , W , D , G_R и G – расходы исходной смеси, кубового остатка, дистиллята, флегмы и паров флегмы и дистиллята, кмоль/с; x_F , x_W и x_D – доля НК в исходной смеси, остатке и дистилляте, кмоль/кмоль.

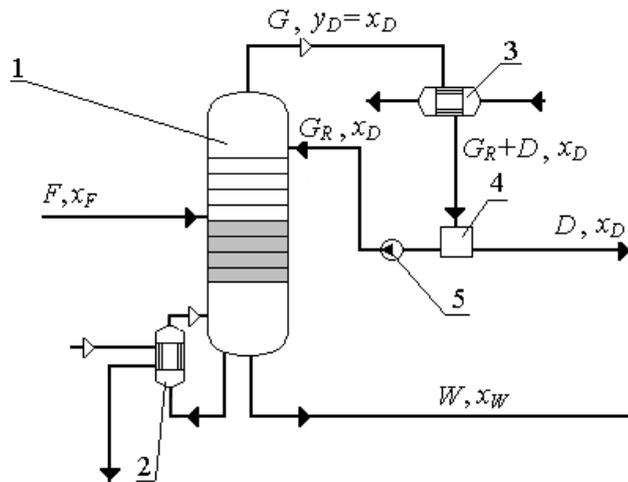


Рис. 3.5 – К материальному балансу ректификационной установки
1 – колонна; 2 – испаритель; 3 – дефлегматор; 4 – делитель флегмы; 5 – насос

Материальный баланс для установки по продуктам:

$$F = D + W. \quad (3.7)$$

Материальный баланс по потокам НК для установки:

$$F x_F = D x_D + W x_W. \quad (3.8)$$

Для колонны материальный баланс по потокам:

$$F + G_R = G + W. \quad (3.9)$$

Материальный баланс для делителя флегмы:

$$G = D + G_R. \quad (3.10)$$

Флегмовое число R – отношение расходов флегмы и дистиллята:

$$R = \frac{G_R}{D}. \quad (3.11)$$

Число питания f – отношение молярного расхода исходной смеси к молярному расходу дистиллята:

$$f = \frac{F}{D}. \quad (3.12)$$

С учетом (3.11) выражение (3.10) приводится к виду:

$$G = D(1 + R). \quad (3.13)$$

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

3.7 Рабочие линии ректификационной колонны

При выводе уравнений рабочих линий принимают:

- взаимодействующие компоненты – идеальные жидкости (отношение удельной молярной теплоты испарения к абсолютной температуре кипения величина постоянная), и в колонне – эквимолярный обмен компонентами между жидкостью и паром;
- пар, уходящий из колонны, имеет состав y_D , соответствующий составу жидкого дистиллята x_D ;
- составы пара y_W и жидкости x_W в испарителе равны;
- смесь и флегма поступают в колонну жидкими при температурах их кипения;
- теплота смешения компонентов равна нулю, процесс протекает без теплообмена с окружающей средой.

Тогда: молярный расход пара по всей колонне неизменен и равен сумме молярных расходов дистиллята и флегмы; молярный расход жидкости в укрепляющей части колонны постоянен и равен молярному расходу флегмы; молярный расход жидкости в исчерпывающей части колонны постоянен и равен сумме молярных расходов флегмы и питания.

Для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны получают уравнения рабочих линий этих частей аппарата:

$$y_e = \frac{R}{R+1} x_e + \frac{x_D}{R+1}; \quad (3.14)$$

$$y_n = \frac{R+f}{R+1} x_n + \frac{1-f}{R+1} x_W, \quad (3.15)$$

где x_n и x_e – текущие молярные доли НК в жидкости в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны, кмоль/кмоль;

y_n и y_e – текущие молярные доли НК в паре в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны, кмоль/кмоль.

Рабочие линии на x – y -диаграмме – отрезки прямых с общей точкой x_F (ввод питания). Построение их (рис. 3.6):

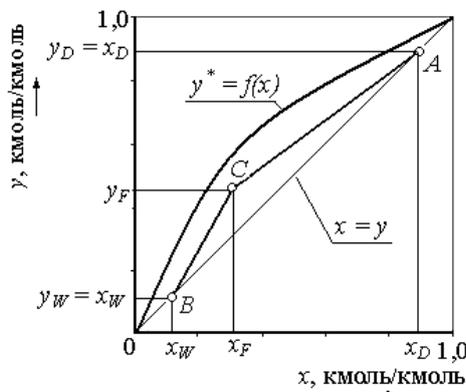


Рис.3.6 –Рабочие линии ректификационной колонны

- наносят на ось абсцисс значения x_W , x_F и x_D (рис. 3.6);
- наносят на линию $y = x$ точки A (x_D ; $y_D = x_D$) и B (x_W ; $y_W = x_W$);

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

- записывают уравнение укрепляющей части (3.14) в виде:

$$y_F = \frac{R}{R+1} x_F + \frac{x_D}{R+1}; \quad (3.16)$$

- по (3.16) вычисляют значение y_F ;

- наносят на $x-y$ -диаграмму точку $C(x_F; y_F)$;

- соединяют точки A и C , B и C отрезками прямой, получают рабочие линии укрепляющей и исчерпывающей частей колонны AC и BC .

3.8 Тепловые расчеты ректификационной установки

Основные уравнения теплового баланса установки – уравнения для определения тепловых мощностей испарителя и дефлегматора, Q_u и Q_o , Вт, (рис. 3.7).

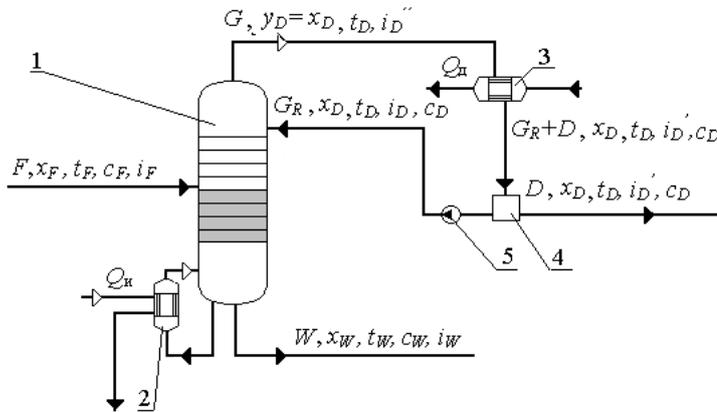


Рис. 3.7 – К тепловому балансу ректификационной установки
1 – колонна; 2 – испаритель; 3 – дефлегматор; 4 – делитель флегмы; 5 – насос

Тепло поступает в колонну из испарителя Q_u , с исходной смесью Q_F и флегмой Q_R , а отводится с парами флегмы и дистиллята Q_{RD} , с кубовым остатком Q_W и в виде потерь в окружающую среду Q_{nom} . Отсюда:

$$Q_u = Q_{RD} + Q_W + Q_{nom} - Q_F - Q_R. \quad (3.17)$$

В развернутом виде (3.17) через физические величины записывают:

$$Q_u = D(R+1)M_D(c_D t_D + r_D) + WM_W c_W t_W + Q_{пот} - FM_F c_F t_F - DRM_D c_D t_D, \quad (3.18)$$

где M_D , M_W и M_F – молярные массы дистиллята, кубового остатка и исходной смеси, кг/кмоль;

c_D , c_W и c_F – теплоемкости флегмы (дистиллята), кубового остатка и исходной смеси, Дж/(кг·град);

t_D , t_W и t_F – температуры флегмы, кипения кубового остатка и исходной смеси, °С;

r_D – удельная теплота испарения дистиллята, Дж/кг.

Тепловую мощность дефлегматора Q_o определяют:

$$Q_o = G_{RD}(i_D'' - i_D') = D(R+1)M_D r_D. \quad (3.19)$$

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

3.9 Минимальное и оптимальное флегмовые числа

При изменении R положение рабочих линий на x - y -диаграмме меняется. При увеличении R рабочие линии удаляются от линии равновесия $y^* = f(x)$, движущая сила процесса увеличивается. При $R \rightarrow \infty$ рабочие линии AC' и BC' совпадают с линией $y = x$ (рис. 3.8). При уменьшении R рабочие линии приближаются к линии равновесия. При минимально возможном флегмовом числе R_{\min} рабочие линии касаются линии равновесия в точке C^* (вертикаль x_F , движущая сила в месте ввода исходной смеси равна нулю, средняя движущая сила стремится к нулю). Случай при $R \rightarrow \infty$ (из колонны не отбирается дистиллят) и R_{\min} (для заданного разделения требуется аппарат бесконечной высоты) – нерабочие. Точку C^* описывают уравнением рабочей линии укрепляющей части и находят R_{\min} :

$$y_F^* = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} x_F + \frac{x_D}{R_{\min} + 1}. \quad (3.20)$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}. \quad (3.21)$$

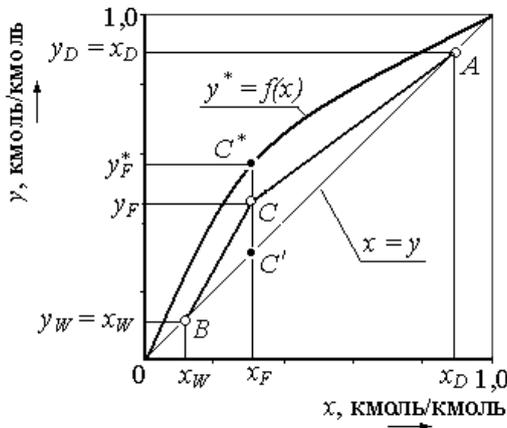


Рис. 3.8 – К определению минимального флегмового числа

Оптимальное R определяют технико-экономическими расчетами. Капитальные затраты приблизительно пропорциональны объему ректификационной колонны V_k . Величина V_k при увеличении R сначала снижается из-за опережающего уменьшения высоты аппарата, а затем увеличивается за счет увеличения его поперечного сечения. Энергетические затраты примерно пропорциональны расходу пара, выходящего из испарителя. Расход пара пропорционален $R + 1$. Приведенные затраты – приблизительно сумма капитальных и энергетических затрат. Эти затраты имеют минимум при оптимальном флегмовом числе R_{opt} . Технико-экономические расчеты по определению R_{opt} трудоемки. Приблизительно R_{opt} определяют:

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3. \quad (3.22)$$

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

3.10 Конструкции ректификационных колонн

Основные ректификационные колонны – тарельчатые и насадочные (рис. 3.9 и 3.10)..

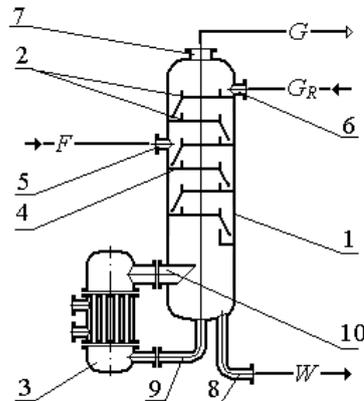


Рис. 3.9 – Тарельчатая ректификационная колонна

1 – корпус; 2 – тарелки; 3 – испаритель; 4 – тарелка питания. Штуцера: 5 – подачи питания; 6 – подачи флегмы; 7 – выхода паров флегмы и дистиллята; 8 – выхода остатка; 9 – выхода остатка в испаритель; 10 – входа паро-жидкостной смеси из испарителя

В днище куба ректификационных колонн врезаны штуцера для выхода кубового остатка как готового продукта и для его выхода в испаритель. В верхней части куба имеется штуцер для входа паро-жидкостной смеси из испарителя. В крышке колонны выполнен штуцер для выхода паров флегмы и дистиллята

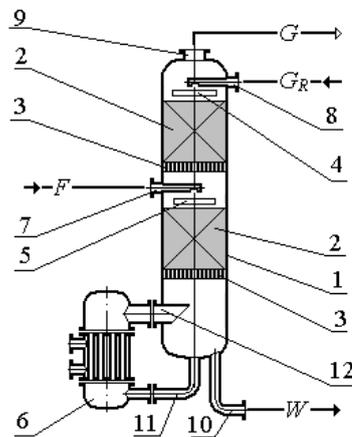


Рис. 3.10. – Насадочная ректификационная колонна

1 – корпус; 2 – насадка; 3 – опорно-распределительные решетки; 4 – распределительная тарелка; 5 – перераспределительная тарелка; 6 – испаритель. Штуцера: 7 – подачи питания; 8 – подачи флегмы; 9 – выхода паров флегмы и дистиллята; 10 – выхода остатка; 11 – выхода остатка в испаритель; 12 – входа паро-жидкостной смеси из испарителя

Для орошения колонны флегмой над верхней тарелкой (над верхним слоем насадки) выполнен штуцер подвода флегмы. Штуцер подачи питания выполнен в средней части колонны. Преимущественно применяют тарельчатые колонны. Они эффективно работают при невысоких удельных нагрузках по жидкости, свойственных процессу и эксплуатируются под атмосферным и

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

повышенном давлении, при невысоком разрежении. Насадочные колонны имеют меньшее гидравлическое сопротивление. Поэтому они используются при вакуумной ректификации, а также при разделении агрессивных сред.

3.11 Порядок расчета ректификационной установки

Задание на расчет ректификационной установки содержит: состав разделяемой смеси; качество разделения (составы дистиллята и остатка); производительность по исходной смеси.

Расчеты и действия производят в следующем порядке:

- рассчитывают недостающие расходы продуктов;
- устанавливают режим работы колонны по давлению, определяют условия равновесия для разделяемой смеси;
- рассчитывают минимальное и рабочее флегмовые числа;
- получают уравнения рабочих линий;
- устанавливают распределение концентраций НК в фазах, расходов фаз и их температур по высоте колонны;
- выбирают контактные устройства, рассчитывают рабочую скорость пара и диаметр колонны;
- определяют кинетические параметры (КПД тарелок и т.п.), определяют высоту колонны;
- проводят расчет гидравлического сопротивления;
- выполняют необходимые конструктивные расчеты;
- выполняют тепловые расчеты (подбор теплообменников) и подбор иного вспомогательного оборудования (насосов и т.д.).

3.12 Специальные виды ректификации

3.12.1 Многокомпонентная ректификация

При разделении смесей, содержащих более двух компонентов, используют установки многокомпонентной ректификации. Они могут содержать несколько ректификационных колонн или одну. В многоколонных установках разделяют смеси по ключевым компонентам. Установки многокомпонентной ректификации, предназначенные для разделения смеси на ряд фракций, могут включать колонну с боковыми погонями. Каждая из полученных фракций содержит компоненты с температурами кипения в заданном диапазоне (нефтепереработка). В этих колоннах на разных уровнях отбирают пар, конденсируя который получают дистилляты различного состава.

3.12.2 Азеотропная ректификация

Азеотропную ректификацию применяют при переработке смесей с компонентами с близкими температурами кипения. При этом в исходную смесь добавляют разделяющий компонент, образующий с НК смеси азеотропную смесь. При этом кубовый остаток – высококипящий компонент концентрированном виде. Разделяющий компонент должен быть практически нерастворимым в НК. В дефлегматоре установки пары, выходящие из колонны, конденсируют лишь частично для обеспечения колонны флегмой. Окончательно конденсацию паров проводят в конденсаторе-холодильнике. Полученную в нем жидкость разделяют на компоненты в отстойнике. НК из отстойника – целевой дистиллят. Разделяющий агент из отстойника направляют на рецикл.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

3.12.3 Экстрактивная ректификация

При экстрактивной ректификации при переработке смесей с близко кипящими компонентами в исходную смесь добавляют компонент, образующий с одним из исходных компонентов высококипящую смесь. На выходе из экстракционно-ректификационной колонны в чистом виде получают дистиллят. Разделяющий компонент в смеси со вторым компонентом смеси – кубовый остаток. Кубовый остаток направляют в колонну регенерации для выделения в разделяющего агента и второго, высококипящего компонента исходной смеси. Разделяющий компонент из колонны регенерации направляют на рецикл. Разновидностью экстрактивной ректификации является солевая.

3.12.4 Молекулярная дистилляция

Молекулярную дистилляцию применяют для разделения смесей, состоящих из нетермостойких компонентов, имеющих высокую температуру кипения при атмосферном давлении. Процесс осуществляют в условиях глубокого разрежения (остаточное давление менее 0,1 Па). Разделение при этом достигается за счет различия длины свободного пробега молекул различных веществ и, как следствие, различия времени преодоления ими расстояния от поверхности испарения до поверхности конденсации.

4 ТЕРМИЧЕСКАЯ СУШКА

4.1 Общие сведения о процессе сушки

Удаление влаги из твердых материалов называют сушкой. Сушка позволяет повысить потребительские качества материалов, уменьшить транспортные и складские затраты. Влагу удаляют механическими и термическими способами. Механические способы (отжим, промокание и др.) применяют для предварительного удаления влаги. Термически достигают более полного удаления влаги. Термическая сушка – удаление влаги из твердого материала за счет ее испарения и перехода пара в газовую фазу при подводе тепла. Процесс включает подвод тепла к материалу, перенос влаги из ядра материала на поверхность, испарение влаги и перенос пара влаги в ядро газовой фазы.

Термическая сушка бывает естественной (на открытом воздухе) и искусственной (в сушилках). В промышленности преобладает искусственная сушка. По способу подвода тепла к материалу термическую сушку делят на: конвективную (тепло подводится при контакте материала с нагретым газом); контактную (тепло к материалу поступает через отделяющую его от теплоносителя стенку); радиационную (теплота передается материалу инфракрасными лучами); диэлектрическую (нагрев материала происходит за счет преобразования энергии электромагнитных волн в тепловую); сублимационную (возгонка влаги).

4.2 Формы связи влаги с материалом. Методы ее удаления

Влагу в твердом материале делят на несвязанную и связанную. Влага связывают с материалом механические, физико-химические и химические силы. Влага, имеющая с материалом физико-химические и химические связи, – связанная. Несвязан-

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

ная влага (свободная, поверхностная) связана с материалом механическими силами поверхностного натяжения. Свободная влага содержится на поверхности материала и в его порах (макро- и микрокапиллярная). Основную часть макрокапиллярной влаги можно удалить механическими методами. Они применимы, если допускается механически воздействовать на материал. Для удаления микрокапиллярной влаги необходим большой расход механической энергии, и ее следует удалять термической сушкой.

Физико-химическую влагу делят на адсорбционную и осмотическую. Адсорбционная влага удерживается на поверхности материала и внутри пор силами Ван-дер-Ваальса. Осмотическая влага находится внутри клеток материала. Физико-химическая влага удаляется только термической сушкой.

Химическая влага образует химические соединения с молекулами материала. Она удаляется при проведении химических реакций и термическим разложением при прокаливании.

4.3 Конвективная сушка. Параметры влажного воздуха

Газ, взаимодействующий при термической сушке с высушиваемым материалом, называют сушильным агентом (СА). При конвективной сушке СА передает материалу тепло (теплоноситель) и отводит от материала пары влаги (влагоноситель). При прочих методах сушки СА является только влагоносителем. В качестве СА чаще всего используют воздух. Для сушки термостойких материалов используют топочные газы. В особых случаях СА агентом является химически пассивный газ. Основные требованиями к СА: доступность и дешевизна, пассивность по отношению к высушиваемому материалу и конструкционным материалам, безопасность в обращении.

СА – смесь газа и пара. Основные параметры системы воздух – водяной пар (влажного воздуха): собственная температура t , °С; температуры точки росы и мокрого термометра; влагосодержание; относительная влажность φ ; давление P , Па, удельная энтальпия; парциальное давление паров влаги P_n , Па.

Относительная влажность φ – отношение массы водяного пара в 1 м³ влажного воздуха к массе этого пара в 1 м³ влажного воздуха в состоянии насыщения:

$$\varphi = \frac{P_n}{P_n^*}, \quad (4.1)$$

где P_n и P_n^* – парциальное давление водяного пара во влажном воздухе и его парциальное давление в насыщенном воздухе, Па.

Влагосодержание воздуха x , кг/кг, – масса паров влаги в 1 кг абсолютно сухого воздуха.

Энтальпия влажного воздуха I , кДж/кг, приводится на 1 кг абсолютно сухого воздуха при учете энергия содержащегося в нем пара:

$$I = c_{c.в} t + i_{c.в} x; \quad (4.2)$$

где $c_{c.в}$ – теплоемкость сухого воздуха, кДж/(кг·град);

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ
ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

$i_{в.н}$ – удельная энтальпия водяного пара, кДж/кг.

Температура мокрого термометра t_m , °С – температура, при которой воздух при адиабатическом охлаждении достигает состояния насыщения ($\varphi = 1$).

Температура точки росы t_p , °С – температура, при которой влажный воздух достигает насыщения, охлаждаясь и не изменяя при этом свой состав.

Параметры влажного воздуха определяют по $I-x$ - диаграмме (диаграмме Рамзина). Ее вертикальная ось (рис. 4.1) – шкалы температур и энтальпий. Изолинии на диаграмме: линии: температуры $t = const$; относительной влажности $\varphi = const$; энтальпии $I = const$; влагосодержания $x = const$; парциального давления водяного пара $P_n = const$.

Пример (рис. 4.1). Известны температура t и относительная влажность φ . Характерная точка на диаграмме для данного состояния – a (точка пересечения изолиний температуры t и относительной влажности φ). Спроецировав точку a на горизонтальную ось, получим влагосодержания воздуха x . Проведя через a линию постоянных энтальпий, определяем энтальпию воздуха I . Отмечаем точку b на пересечении изолинии x с линией насыщенного воздуха $\varphi = 1$. Через точку b проходит изотерма температуры точки росы t_p . Находим точку d на пересечении линии влагосодержания x с вспомогательной линией, ограничивающей сегмент для определения парциального давления пара. Из точки d проводим горизонталь на шкалу парциального давления пара и определяем значение P_n . Обозначаем точку c на пересечении адиабаты I с линией $\varphi = 1$. Через точку c проходит изотерма мокрого термометра t_m .

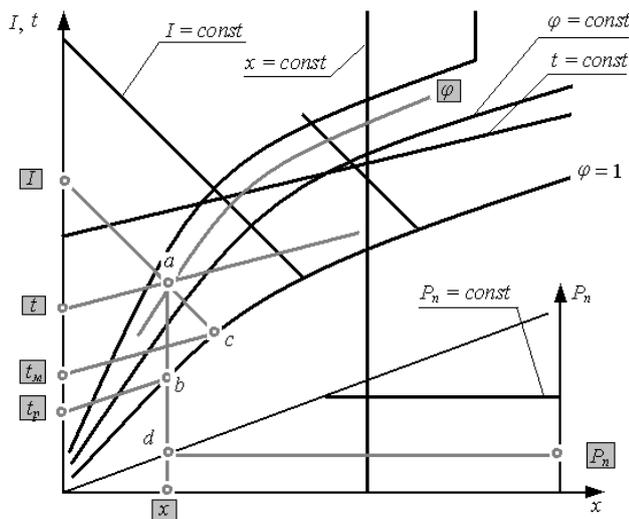


Рис. 4.1 – Отображение параметров состояния влажного воздуха на $I-x$ - диаграмме

На крупномасштабных $I-x$ - диаграммах нанесены линии мокрого термометра.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

4.4 Материальный и тепловой балансы сушилки. Теоретическая и действительная сушилки

Рис. 4.2 поясняет составление материального баланса сушилки, работающей по простому сушильному варианту (сушка, при которой СА перед сушилкой нагревается во внешнем калорифере и однократно проходит через нее).

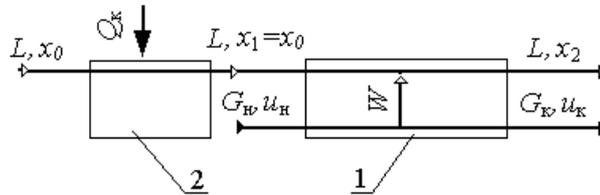


Рис. 4.2 – К составлению материального баланса сушилки
1 – сушилка; 2 – калорифер

Введем обозначения:

G_n , G_k и W – расходы исходного материала, высушенного материала и влаги, удаляемой из материала в сушилке, кг/с;

u_n и u_k – начальная и конечная влажность материала в расчете на его общую массу, кг влаги/кг влажного материала.

Расход удаляемой влаги:

$$W = G_n - G_k; \quad (4.3)$$

$$W = G_n u_n - G_k u_k; \quad (4.4)$$

$$W = G_n \frac{u_n - u_k}{1 - u_k}. \quad (4.5)$$

Материальный баланс также представляют через расход абсолютно сухого материала G , кг/с, и влажность его в расчете на массу в абсолютно сухом состоянии U , кг влаги/кг сухого материала. Значения u и U связаны:

$$U = \frac{u}{1 - u}. \quad (4.6)$$

$$G = G_n (1 - u_n) = G_k (1 - u_k). \quad (4.7)$$

Массовый расход СА через сушилку L , кг/с:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1}, \quad (4.8)$$

где x_1 и x_2 – влагосодержание СА на входе и на выходе, кг/кг.

Массовые расходы СА на входе и на выходе L_1 и L_2 , кг/с:

$$L_1 = L(1 + x_1); \quad (4.9)$$

$$L_2 = L_1 + W = L(1 + x_2). \quad (4.10)$$

Расход тепла на сушку при простом сушильном варианте (его расход во внешнем калорифере) Q_k Вт:

$$Q_k = L(I_1 - I_0), \quad (4.11)$$

где I_0 и I_1 – энтальпия СА на входе и выходе из калорифера, кДж/кг.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ
ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

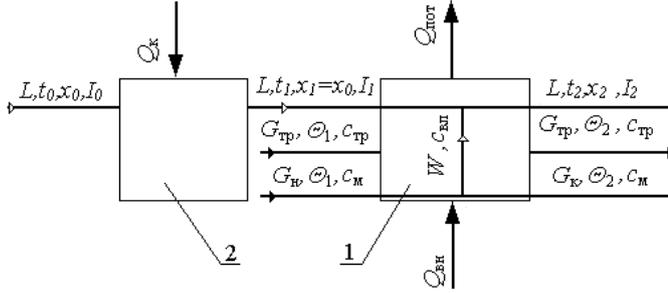


Рис. 4.3 – К тепловому балансу конвективной сушилки
1 – сушилка; 2 – калорифер

При конвективной сушке влага испаряется за счет отбора тепла от СА. Энергия частично возвращается СА за счет перехода в него пара влаги. Также энергия используется на подогрев материала $Q_{\text{мат}}$, на нагрев транспортных устройств сушилки $Q_{\text{тр}}$ и в виде потерь тепла в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$. Влага передает СА энергию, аккумулированную ею в жидком состоянии $Q_{\text{вл}}$. Сушилка может внутренние источники тепла тепловой мощностью $Q_{\text{вн}}$. Значения $Q_{\text{мат}}$, $Q_{\text{тр}}$ и $Q_{\text{вл}}$, кВт, рассчитывают:

$$Q_{\text{мат}} = G_{\text{к}} c_{\text{мат}} (\vartheta_2 - \vartheta_1); \quad (4.12)$$

$$Q_{\text{тр}} = G_{\text{тр}} c_{\text{тр}} (\vartheta_2 - \vartheta_1); \quad (4.13)$$

$$Q_{\text{вл}} = W c_{\text{вл}} \vartheta_1, \quad (4.14)$$

где $c_{\text{мат}}$, $c_{\text{тр}}$ и $c_{\text{вл}}$ – теплоемкость материала, транспортных устройств и влаги;

ϑ_1 и ϑ_2 – температура материала и транспортных устройств на входе и на выходе из сушилки;

$G_{\text{тр}}$ – расход транспортных устройств через сушилку.

С учетом изложенного уравнение внутреннего теплового баланса сушилки:

$$L(I_1 - I_2) = Q_{\text{мат}} + Q_{\text{тр}} + Q_{\text{пот}} - Q_{\text{вл}} - Q_{\text{вн}}, \quad (4.15)$$

где I_2 – энтальпия СА на выходе из сушилки, кДж/кг.

Выражения (4.15) делим на W , приняв во внимание (4.8):

$$\frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_1} = q_{\text{мат}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{пот}} - q_{\text{вл}} - q_{\text{вн}} = \Delta, \quad (4.16)$$

где $q_{\text{мат}}$, $q_{\text{тр}}$, $q_{\text{пот}}$, $q_{\text{вл}}$, $q_{\text{вн}}$ – удельные потери тепла с материалом, с транспортными устройствами и в окружающую среду и удельные приходы тепла с влагой в материале и от внутренних источников, кДж/кг влаги;

Δ – общие удельные потери тепла, кДж/кг влаги.

В системе (4.8) и (4.16), которую решают для определения L и $Q_{\text{к}}$, число неизвестных (L , x_2 и I_2) превосходит число уравнений. Систему решают методом последовательных приближений при использовании понятия теоретической сушилки. Теоретическая сушилка – это сушилка, которая не имеет потерь

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

тепла в окружающую среду и внутренних источников тепловой энергии. Для нее принято, что материал и транспортные устройства имеют на входе и на выходе из сушилки температуру, равную нулю градусов по Цельсию. В таком случае $\Delta = 0$. В теоретической сушилке все тепло охлаждения СА затрачивается на испарение влаги, вся тепловая энергия с парами влаги возвращается СА. Энтальпия СА в теоретической остается постоянной, т.е. $I_1 = I_2$ (рис. 4.4). Линия ab на рисунке – рабочая линия нагрева СА в калорифере. Рабочая линия СА в теоретической сушилке – отрезок прямой bc , совпадающий с линией $I_1 = const$. При определении x_2 и I_2 для действительной сушилки:

- проводят рабочую линию bc до изотермы t_2 ;
- для точки c определяют влагосодержание СА x_{2m} ;
- вычисляют I_{2m} по формуле, следующей из (4.16):

$$I_{2m} = I_1 - \Delta(x_{2m} - x_1). \quad (4.17)$$

- наносят на диаграмму точку $d(x_{2m}, I_{2m})$;
- соединяют точки b и d отрезком прямой и находят точку g (пересечение bd с изотермой t_2), получают отрезок bg – рабочую линию действительной сушилки;
- для точки g определяют значения x_2 и I_2 – значения влагосодержания и энтальпии СА на выходе из сушилки;
- проводят расчет по уравнению (4.16) для определения погрешности полученных значений x_2 и I_2 ;

при сходимости x_2 и I_2 , полученных расчетами и по диаграмме, вычисляют по формулам (4.8) и (4.11) расходы СА L и тепла на сушку Q_K .

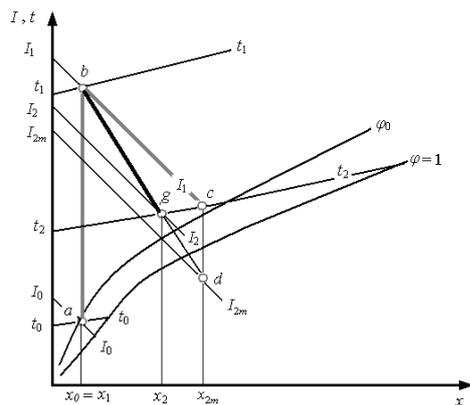


Рис. 4.4 – Отображение процессов в теоретической и действительной сушилках

4.5 Варианты проведения конвективной сушки

Сушилки работают как по простому сушильному варианту, так и с применением в качестве СА топочных газов, с частичным подогревом СА, с рециркуляцией части СА и т.д.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Сушка топочными газами целесообразна при удалении влаги из термостойких материалов нечувствительных к загрязнению продуктами сгорания.

При промежуточном подогреве СА при невысокой температуре достигают его высоких конечных энтальпии и влагосодержания. Это позволяет проводить сушку нетермостойких материалов при небольшом расходе СА.

При сушке с частичной рециркуляцией СА процесс осуществляют при невысокой его температуре и значительном влагосодержании. Это необходимо при сушке нетермостойких материалов. Расход энергии на перемещение СА повышенный.

4.6 Движущая сила сушки. Скорость сушки

Движущую силу сушки выражают как разность концентраций влаги (парциальных давлений паров) над поверхностью материала и ядре потока СА. Ее величина зависит от влажности материала, формы связи влаги с материалом, температуры и давления СА. Скорость сушки пропорциональна движущей силе.

Пусть образец сушится при постоянных параметрах СА. Экспериментально получаем массу высушиваемого образца и температуры его поверхности от времени τ и рассчитываем текущие значения влагосодержания образца U , кг влаги/кг сухого материала (рис. 4.5). Первый участок на графике – кривая с увеличивающейся крутизной (время – от нуля до τ_a). Второй участок графика имеет постоянный угол наклона (АВ от τ_a до τ_σ). Последующий участок БВ характерен падением крутизны наклона (от τ_σ до τ_e). Заключительный участок графика – горизонтальный отрезок ВГ (влагосодержание U_k).

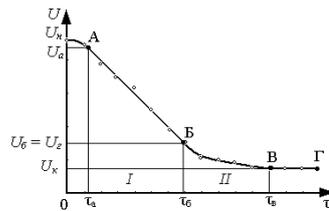


Рис. 4.5 – Зависимость влагосодержания от времени сушки

При дифференцировании U по τ получаем зависимость скорости сушки от времени $\frac{dU}{d\tau} = f(\tau)$ (рис. 4.6).

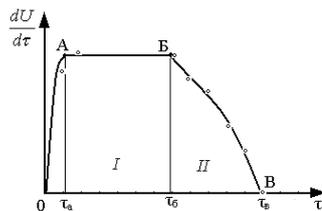


Рис. 4.6 – Зависимость скорости сушки от ее продолжительности

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Используя зависимости $U = f(\tau)$ и $\frac{dU}{d\tau} = f(\tau)$, получаем зависимость скорости сушки от влагосодержания материала $\frac{dU}{d\tau} = f(U)$ (рис. 4.7).

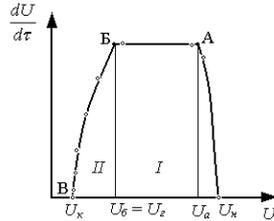


Рис. 4.7 – Зависимость скорости сушки от U

Совместный анализ зависимостей температуры поверхности материала от продолжительности сушки $t = f(\tau)$ и $U = f(\tau)$ дает зависимость температуры поверхности материала от его влагосодержания $t = f(U)$ (рис. 4.8). На рис. 4.7 и 4.8 выражены участки: прогрева материала от начальной температуры t_n до температуры мокрого термометра $t_{m.m}$ с повышением скорости сушки до максимального значения (от U_n до U_a); постоянной скорости сушки при температуре поверхности материала $t_{m.m}$ (АБ, от U_a до U_b); падающей скорости сушки при повышении температуры поверхности от $t_{m.m}$ до температуры СА $t_{c.a}$ (БВ, от U_b до U_k).

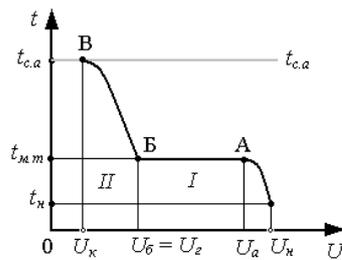


Рис. 4.8 – Зависимость температуры поверхности материала от его влагосодержания при сушке

При нагреве поверхности материала до $t_{m.m}$ растут парциальное давление паров над ним (до давления насыщения) и движущая сила сушки (до максимального значения). При $t_{m.m}$ с постоянной скоростью удаляется свободная влага. После ее полного удаления давление паров ее над поверхностью материала меньше равновесного (движущая сила и скорость сушки уменьшаются). Влагосодержание материала на границе существования свободной и связанной влаги – гигроскопическое $U_z = U_b$. Скорость сушки при удалении связанной влаги определяет скорость молекулярной диффузии ее в материале. Температура материала при этом растет, а скорость сушки падает. В момент τ_b устанавлива-

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

ется диффузионное и термодинамическое равновесие между фазами, температура поверхности материала достигает $t_{c,a}$, и парциальные давления паров влаги над поверхностью материала и в ядре СА сравниваются. Удаление влаги прекращается, материал имеет равновесное влагосодержание U_p . При удалении свободной влаги скорость сушки определяет скорость ее переноса в газовой фазе (зависит и от гидродинамической обстановки).

Движущая сила сушки растет при увеличении температуры СА и снижении давления (сушку под вакуумом применяют при работе с нетермостойкими материалами). Скорость сушки растет при увеличении расхода СА. Средняя движущая сила максимальна при противотоке в сушилке. Противоток при сушке применяют редко, т.к. термический КПД процесса при нем ниже.

4.7 Последовательность расчета сушилки

Задание на расчет сушилки содержит:

- природу и физико-механические свойства высушиваемого материала, его расход, начальную и конечную влажность;
- место установки сушилки (климатические условия).

В зависимости от физико-механических и др. свойств материала, его расхода, начальной и конечной влажности выбирают тип сушилки, сушильный вариант, а также род СА и его температуру на входе в сушильную камеру. Параметры СА на входе в сушилку определяют с учетом климатических условий. Дальнейшие действия и расчеты проводят для летних и зимних режимов работы сушилки. Затем проводят расчеты материального баланса по высушиваемому материалу, определяют расход удаляемой влаги. Решая совместно уравнения материального баланса по СА и теплового баланса, определяют расходы СА и тепла на проведение процесса. По полученным результатам подбирают топку (калорифер) установки. Далее проводят расчет размеров сушилки (объема сушильной камеры). Для этого рассчитывают (определяют) кинетические характеристики процесса. В заключение выполняют аэродинамические и конструктивные расчеты.

4.8 Конструкции сушилок

4.8.1 Классификация сушилок

Сушилки по способу подвода тепла сушилки классифицируют на: конвективные; контактные; радиационные; высокочастотные; сублимационные. По виду теплоносителя и СА сушилки могут быть воздушными, газовыми, паровыми. По давлению в сушильной камере сушилки делят на атмосферные и вакуумные. По организации процесса различают сушилки непрерывно и периодически действующие. Периодические сушилки используют в малотоннажных производствах и при большой продолжительности сушки. Сушилки непрерывного действия по взаимному направлению движения СА и материала делят на прямоточные, противоточные и др. В каждом классе по способу подвода тепла, сушилки делят по конструктивному признаку. Например, конвективные сушилки бывают камерными, туннельными, барабанными и др. Контактные сушилки – сушильный шкаф, гребковая и др.

4.8.2 Ленточные сушилки

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Ленточные сушилки – конвективные сушилки непрерывного действия. Их применяют для сушки зернистых, мелкокусковых и пастообразных материалов и штучных изделий. СА в них – воздух. Конструкция ленточной сушилки показана на рис. 4.9.

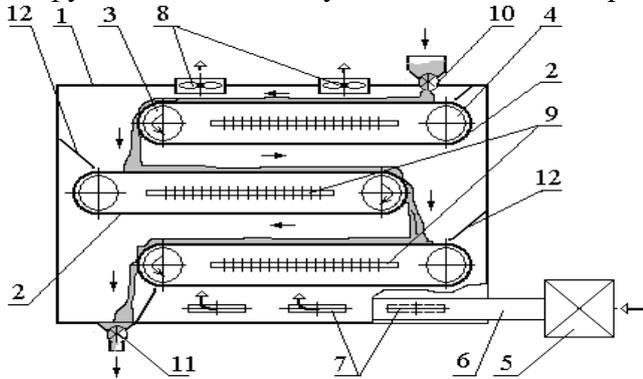


Рис. 4.9 – Ленточная сушилка

1 – корпус; 2 – бесконечная лента; 3 и 4 – приводной и натяжной барабаны; 5 – калорифер; 6 – коллектор подачи СА; 7 – окна; 8 – вентиляторы; 9 – встроенные калориферы; 10 и 11 – питатели подачи и выгрузки материала; 12 – направляющие щитки

В сушилке материал пересыпается с вышележащих лент на нижележащие. При сушке кусковых материалов ленты 2 могут быть перфорированными. В сушилку легко встраиваются калориферы для промежуточного подогрева СА. В ней несложно организовать распределенный подвод СА. В ленточной сушилке могут быть созданы мягкие условия для сушки материалов. Недостатки сушилок: громоздкость из-за низкой интенсивности сушки, сложность, большое количество движущихся частей.

4.8.3 Барабанные сушилки

Барабанные сушилки – конвективные аппараты непрерывного действия для сушки зернистых, порошкообразных и кусковых материалов (рис. 4.10).

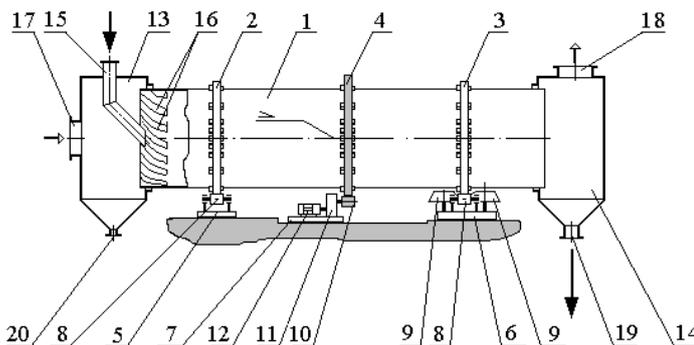


Рис. 4.10 – Прямоточная барабанная сушилка

1 – барабан; 2 – опорный и опорно-упорный бандаж; 4 – венцовая шестерня; 5, 6 и 7 – опорная, опорно-упорная и приводная станции; 8 и 9 – ролики опорные и упорные; 10 – подвенцовая шестерня; 11 – редуктор; 12 – электродвигатель; 13 и 14 – загрузочная и разгрузочная камеры; 15 – течка; 16 – распределительная насадка. Штуцера: 17 – входа СА; 18 – выхода СА; 19 – выгрузки материала; 20 – удаления просыпи

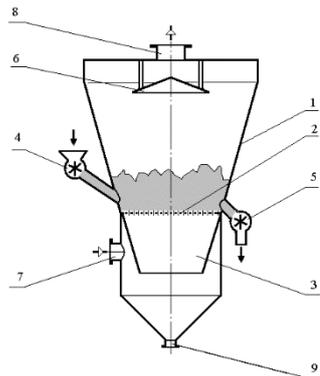
2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Корпус сушилки – барабан 1 с опорным 2 и опорно-упорным 3 бандажами, устанавливаются под небольшим наклоном к горизонту. Опорный бандаж опирается на ролики 8 опорной станции 5, опорно-упорный – на опорные 8 и упорные ролики 9 опорно-упорной станции 6. Привод барабана – от приводной станции 7 (электродвигатель 12, редуктор 11 и подвенцовая шестерня 10). Подвенцовая шестерня 10 находится в зацеплении с венцовой шестерней 4, закрепленной на барабане. Барабан верхним концом входит в загрузочную камеру 13, а нижним – в разгрузочную 14. Через загрузочную камеру 13 проходит течка 15 для подачи материала. Загрузочная камера имеет штуцер 17 для подачи свежего СА. Разгрузочная камера имеет штуцера: для отвода отработанного СА 18 и выгрузки материала 19. Внутри загрузочного конца барабана установлена распределительная насадка 16.

При работе сушилки барабан 1 приводят во вращение, в него подают материал и СА. Наклонное положение барабана и пересыпание материала обеспечивают его перемещение от загрузочного конца к разгрузочному. Высушенный материал и отработанный СА покидают сушилку через соответствующие штуцера в разгрузочной камере. Для улучшения перемешивания и пересыпания материала в барабане устанавливают насадки. Барабанные сушилки высокопроизводительны и высокоэффективны. Недостатки их: наличие движущихся частей и значительный расход энергии на привод.

4.8.4 Сушилки кипящего слоя (КС)

Конвективные сушилки КС в основном используют для сушки сыпучих зернистых материалов в непрерывном и в периодическом режимах. Сушилка КС непрерывного действия (рис. 4.11) имеет корпус 1, разделенный распределительной решеткой 2 на две секции: газораспределительную и сушильную камеру. Для равномерного распределения СА установлен конус 3. Через штуцер 7 в газораспределительную секцию подают свежий СА, он через отверстия решетки 2 поступает в сушильную камеру. В сушильную камеру на решетку питателем 4 подают влажный материал, который, вступив в контакт с СА, переходит в псевдооживленное состояние и высушивается. За счет хаотического перемещения частицы материала достигают противоположной от зоны загрузки части решетки и отводятся питателем 5. Отработанный СА покидает сушилку через штуцер 8 в ее крышке.



2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Рис. 4.11 – Сушилка кипящего слоя

1 – корпус; 2 – решетка; 3 – газораспределительный конус; 4 и 5 – питатели подачи и выгрузки материала; 6 – отбойник. Штуцера: 7 и 8 – входа и выхода СА; 9 – выгрузки просыпи

Сушилки КС просты, высокоэффективны при удалении свободной влаги. Их недостатки: образование большого количества пыли; значительное гидравлическое сопротивление; невозможность получить высушенный материал с низкой конечной влажностью в одноступенчатой сушилке непрерывного действия; накопление статического электричества.

4.8.5 Распылительные сушилки

Конвективные распылительные сушилки – аппараты непрерывного действия, используются для сушки порошков, паст и жидких материалов (рис. 4.12).

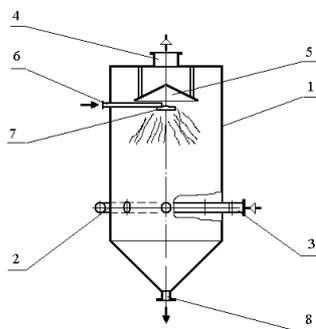


Рис. 4.12 – Распылительная сушилка

1 – корпус; 2 – коллектор подвода СА; 3 и 4 – штуцера подвода и выхода СА; 5 – отбойник; 6 – устройство для подачи материала; 7 – распылитель; 8 – штуцер выгрузки материала

Сушилка имеет вертикальный цилиндрический корпус 1 с коническим дном. К нижней части корпуса патрубками присоединен коллектор для подвода СА 2. В верхней части корпуса установлен распылитель материала 7. СА подаются через коллектор 2, в аппарате он движется вверх. Высушиваемый материал распыляется распылителем 7, его частицы движутся вниз. Размер частиц мал, удаления влаги из них протекает быстро. Высушенный материал осаждается на днище и отводится через штуцер 8. Отработанный СА отводится через штуцер 4.

Достоинства сушилок: высокая производительность при сушке порошков, паст и жидкостей, малое гидравлическое сопротивление, пригодность для сушки нетермостойких материалов. Их основной недостаток – громоздкость.

4.8.6 Вальцовые сушилки

Контактные вальцовые сушилки непрерывного действия применяют для сушки жидких, пастообразных и тонколистовых гибких материалов. На рис. 4.13 изображена вальцовая сушилка для сушки паст.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

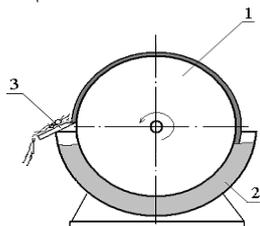


Рис. 4.13 – Вальцовая сушилка

1 – валец; 2 – корыто; 3 – нож для съема материала

При работе сушилки в ее корыто 2 подают пасту. Валец 1 за счет погружения покрывается материалом. Он обогревается изнутри. При вращении вальца зоне вне корыта материал высыхает, и затем его корка срезается ножом 3. Из-за небольшой поверхности теплообмена сушилки малопроизводительны.

4.9 Специальные виды сушилок

Специальные сушилки: радиационные, электрические, сублимационные.

В радиационных сушилках подвод тепла к материалу осуществляют инфракрасными лучами. При этом обеспечивают большую плотность теплового потока (необходимо для быстрого удаления большого количества свободной влаги). Прогрев материала осуществляется с его открытой поверхности. Сушилки эффективны для сушки термостойких тонкослойных материалов.

В электрических сушилках сушат электрические материалы. Разогрев их происходит во всем объеме за счет колебания полярных молекул в высокочастотном электромагнитном поле. Достоинство сушилок – быстрый разогрев материала во всем объеме. Сушилки должны быть надежно защищены от утечек электромагнитного излучения.

При сублимационной сушке материал предварительно замораживают. Затем в сушилке создают высокое разрежение. При этом влага, находящаяся в материале в твердом состоянии, возгоняется. Сублимационную сушку применяют для удаления влаги из нетермостойких материалов, в частности, пищевых продуктов.

5 АДСОРБЦИЯ

5.1 Общие сведения о процессе адсорбции

Адсорбция – поглощение компонентов из газовой смеси или жидкости твердым материалом. Твердый материал, используемый при адсорбции – адсорбент, а поглощенный компонент – адсорбат. Адсорбция обратима, ей обратна десорбция. Адсорбцию применяют при малых содержаниях адсорбата в разделяемой смеси и при необходимости практически полного его извлечения.

Адсорбцию используют для: извлечения вредных примесей и высокоценных компонентов из технологических продуктов, газовых выбросов и стоков; для дезодорации.

Адсорбция бывает физической и химической. Физическая адсорбция обусловлена действием сил Ван-дер-Ваальса между адсорбентом и адсорбатом. При химической адсорбции возникает химическая связь между их молекулами.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

5.2 Промышленные адсорбенты. Их основные характеристики

Адсорбенты – материалы капиллярно-пористой структуры с большой удельной поверхностью пор f . Поры делят на: макропоры (более $2 \cdot 10^{-4}$ мм); переходные (от $6 \cdot 10^{-6}$ до $2 \cdot 10^{-4}$ мм); микропоры (от $2 \cdot 10^{-6}$ до $6 \cdot 10^{-6}$ мм). В макропорах адсорбируется мало вещества из-за их небольшой удельной поверхности. На поверхности переходных пор образуется мономолекулярный (полимолекулярный) слой адсорбата. Размеры микропор и молекул адсорбата близки, и при адсорбции происходит их заполнение пор. Поглотительная способность – максимальная масса адсорбата в расчете на единицу массы адсорбента. Количество поглощенного адсорбата на единицу массы адсорбента – активность.

Основные промышленные адсорбенты – активные угли, минеральные адсорбенты (цеолиты, силикагели); иониты.

Активные угли – продукты переработки древесного и др. углей (f от 600 до 1700 м²/г) в виде гранул, порошков и волокон. Активные угли эффективно поглощают органические вещества из газовых смесей и жидких сред. Недостатки активных углей: горючесть и низкая механическая прочность.

Силикагели – продукты обезвоживания геля кремниевой кислоты (f от 400 до 700 м²/г, гранулы размером от 0,2 до 7 мм). Силикагели применяют для осушки газов и извлечения из них кислых примесей. Недостатки: термическое растрескивание, низкая эффективность при улавливании органических паров.

Цеолиты – природные или синтетические минералы, водные алюмосиликаты катионов первой и второй группы. Цеолиты обладают молекулярно-ситовыми свойствами (поглощают молекулы, размеры которых больше размеров пор). Их применяют для разделения углеводов, осушки и очистки газов.

Иониты – природные и синтетические неорганические и органические материалы. Природные иониты – цеолиты, глинистые материалы, ископаемые угли. Синтетические иониты – плавленые цеолиты, ионообменные смолы и др. Иониты обладают подвижными ионами, способны обмениваться этими ионами с веществами, входящими в состав раствора-электролита. Существуют иониты с кислыми активными группами (аниониты), с основными (катиониты) и амфотерные.

Равновесное удельное содержание адсорбата в адсорбенте (равновесная активность) a^* , кг/м³, зависит от природы адсорбата и адсорбента, доли адсорбата в смеси, а также от температуры. При постоянной температуре для данных адсорбента и адсорбата равновесную зависимость именуют изотермой адсорбции. Адсорбция экзотермична, a^* снижается при повышении температуры, а при адсорбции из газов – и при понижении давления.

Десорбцию адсорбата из адсорбента проводят с целью: регенерации адсорбента; извлечение ценного адсорбата в чистом виде. Осуществляют ее: вытеснением адсорбата высокоактивным веществом; нагревом адсорбента; выжиганием. Десорбирующие агенты – водяной пар, пары органических веществ и др.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

5.3 Адсорберы

Адсорберы периодического действия имеют неподвижный слой адсорбента, размещенный в вертикальном (рис. 5.1) или горизонтальном корпусе. В вертикальном корпусе слой адсорбента может быть выполнен кольцевым. Горизонтальное расположение корпуса либо кольцевой слой позволяют увеличить поперечное сечение и увеличить пропускную способность аппарата.

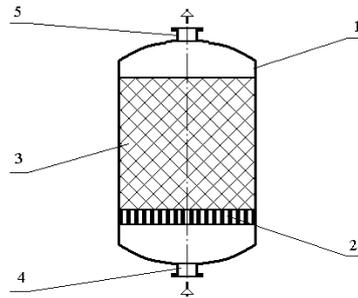


Рис. 5.1 – Вертикальный адсорбер периодического действия
1 – корпус; 2 – решетка; 3 – слой адсорбента; 4 – штуцер подачи разделяемой смеси; 5 – штуцер отвода очищенной смеси

Адсорберы непрерывного действия имеют псевдооживленные слои адсорбента (рис. 5.2). Корпус 1 адсорбера – вертикальный полый цилиндр. В верхней части корпуса установлено несколько решеток 2 с переточными трубами 4. Верхняя адсорбирующая секция аппарата отделена от нижней (десорбера 5) перегородкой 3. Секции связаны переточной трубой 7 с питателем 6. Десорбер 5 представляет собой вертикальную трубочку.

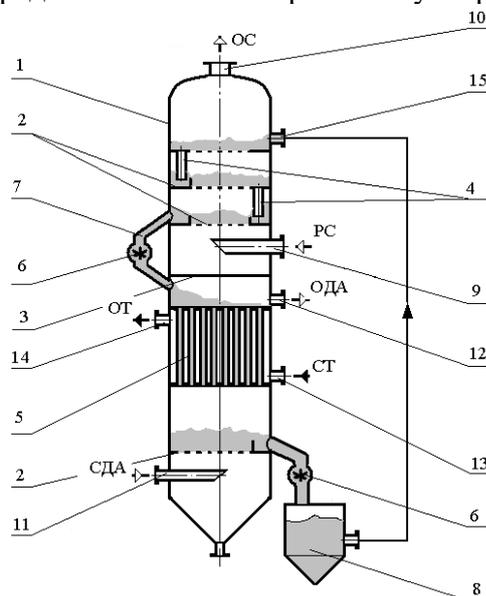


Рис. 5.2 – Многоступенчатый адсорбер непрерывного действия
1 – корпус; 2 – решетки; 3 – перегородка; 4 – переточные трубы; 5 – десорбер; 6 – питатель; 7 – внешняя переточная труба; 8 – бункер. Штуцера; 9 и 10 – подачи и отвода смеси; 11 и 12 – подачи и отвода десорбирующего газа; 13 и 14 – подачи и отвода теплоносителя; 15 – подачи адсорбента

При работе адсорбера из бункера 8 через штуцер 15 на верхнюю решетку подают регенерированный адсорбент и через

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

штуцер 9 в адсорбирующую секцию газовую смесь. На решетках адсорбирующей секции создаются псевдооживленные слои, и адсорбент текуч. Он перемещается с верхней решетки на нижнюю, насыщаясь адсорбатом. Смесь, пройдя слои адсорбента, покидает аппарат через штуцер 10. Насыщенный адсорбент питателем 6 по переточной трубе 7 перемещают в десорбирующую секцию в трубы десорбера 5. В межтрубное пространство десорбера подают теплоноситель, за счет чего адсорбент нагревается. В трубное пространство десорбера подается десорбирующий газ. Десорбирующий газ в смеси с выделившимся адсорбатом отводят через штуцер 12. Горячий адсорбент из десорбера попадает на решетку 2 десорбирующей секции, взаимодействует со свежим десорбирующим газом и охлаждается. Затем его отводят в бункер 8.

Адсорберы непрерывного действия более производительны, но конструктивно и технологически сложнее. Более глубокое улавливание адсорбата достигается в периодических адсорберах.

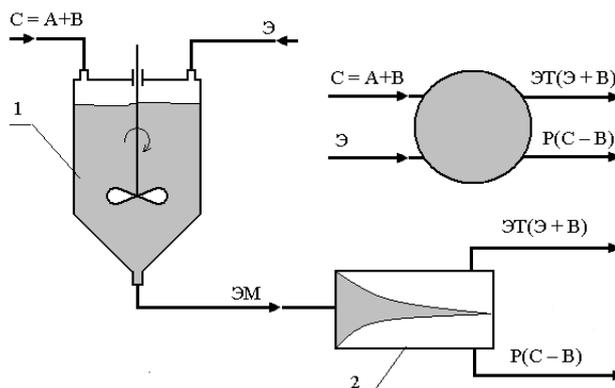
6 ЭКСТРАКЦИЯ

Экстракция – процесс извлечения компонентов из растворов или твердых материалов избирательными растворителями (экстрагентами).

6.1 Жидкостная экстракция

Жидкостная экстракция – процесс с участием двух взаимно нерастворимых жидкостей, между которыми распределяется экстрагируемое вещество. В результате взаимодействия разделяемой смеси с экстрагентом в виде отдельных фаз получают рафинат (продукт, из него в основном удалено экстрагируемое вещество) и экстракт (экстрагент, обогащенный экстрагируемым веществом). Достоинства экстракции: низкая температура проведения процесса; возможность подбора селективных экстрагентов, обеспечивающих глубокое извлечение целевого компонента. Регенерация экстрагента усложняет процесс. Жидкостная экстракция используется для разделения близки кипящих и азеотропных смесей, а также термочувствительных сред. Ее применяют для разделения и очистки технологических сред, для очистки стоков от вредных примесей и извлечения из них ценных компонентов.

Экстракцию проводят в периодическом и непрерывном режимах. Она при высокой разделяемости исходной смеси может быть одноступенчатой (рис. 6.1). В смесителе-экстракторе 1 – эмульгирование экстрагента и смеси и их взаимодействие. Эмульсию направляют в отстойник 2 и разделяют.



2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Рис. 6.1 – Схема процесса одноступенчатой экстракции
1 – смеситель-экстрактор (емкость с мешалкой); 2 – отстойник.
Потоки: С – исходная смесь; А и В – компоненты смеси; Э – экстрагент; ЭТ – экстракт; Р – рафинат

Многоступенчатую экстракцию осуществляют для глубокого извлечения целевых компоненттов в последовательно соединенных смесителях-отстойниках или колонных экстракторах.

6.2 Жидкостные экстракторы

Для жидкостной экстракции используются емкостные одно- и многоступенчатые экстракторы, колонные дифференциально-контактные экстракторы, экстракторы с механическим подводом энергии, центробежные роторные и др. аппараты.

Одноступенчатый емкостной экстрактор ранее (схема одноступенчатой экстракции, рис. 6.1). Он может работать как в непрерывном, так и в периодическом режиме.

Многоступенчатый емкостной экстрактор – каскад последовательно соединенных по ходу смеси групп аппаратов, каждая из которых включает в емкость с мешалкой и отстойник. Рафинат отводят из отстойника последней ступени.

Гравитационный распылительный экстрактор (рис. 6.2) – колонный аппарат непрерывного действия. Он имеет вертикальный цилиндрический корпус 1 с нижней и верхней отстойными зонами 2 и 3. В нижней части корпуса установлен распределитель легкой фазы 4, а в верхней – распределитель тяжелой фазы 5.

Примем: экстрагент и экстракт являются легкой фазой, а исходная смесь и рафинат – тяжелой. Экстрагент подают в экстрактор через штуцер 6 и распыляют распределителем 4. Исходную смесь подают в аппарат через штуцер 7 и распыляют распределителем 5. Экстрагент и разделяемая смесь образуют эмульсию. При взаимодействии экстрагент насыщается распределяемым компонентом. Из верхней отстойной зоны через штуцер 9 отводят экстракт, а из нижней через штуцер 8 – рафинат. Полный распылительный экстрактор – самый простой из колонных. Он пригоден для работы с загрязненными жидкостями.

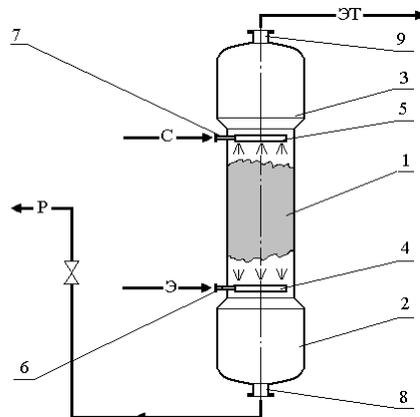


Рис. 6.3 – Гравитационный полный распылительный экстрактор
1 – корпус; 2 и 3 – отстойные зоны; 4 и 5 – распределители легкой и тяжелой фаз. Штуцера: 6 и 7 – подвода легкой и тяжелой фаз;

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

8 и 9 – отвода тяжелой и легкой фаз;. Потоки: С – исходная смесь; Э – экстрагент; ЭТ – экстракт; Р – рафинат

Насадочный колонный экстрактор (рис. 6.4) от полого отличается наличием опорно-распределительной решетки 6 и слоя насадки 7 на ней. Насадка в аппарате увеличивает поверхность взаимодействия фаз, способствует их перемешиванию с обновлением поверхности взаимодействия. Поэтому насадочные экстракторы эффективнее полых.

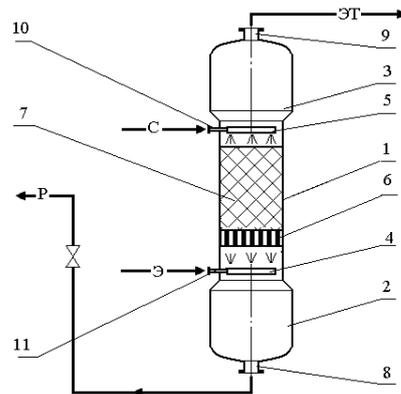


Рис. 6.4 – Гравиационный насадочный экстрактор

1 – корпус; 2 и 3 – отстойные зоны; 4 и 5 – распределители фаз; 6 – опорно-распределительная решетка; 7 – слой насадки. Штуцера: 8 и 9 – отвода тяжелой и легкой фаз; 10 и 11 – подвода тяжелой и легкой фаз. Потоки: С – исходная смесь; Э – экстрагент; ЭТ – экстракт; Р – рафинат

Существуют также полочные, ситчатые, роторно-дисковые и др. колонные экстракторы. Также используются пульсационные экстракторы с внешними пульсаторами – насадочные или тарельчатые колонные аппараты с подключенными к ним поршневыми насосами.

6.2 Экстракция и растворение в системе твердое тело-жидкость

Экстракция в системе твердое тело-жидкость (экстрагирование) – извлечение целевых компонентов из твердого тела. Извлекаемый компонент может содержаться в порах материала в твердом или жидком виде. Извлекаемый твердый компонент сначала растворяется в растворителе, проникающем в поры материала. Затем раствор диффундирует к поверхности материала. Далее компонент раствора диффундирует от поверхности материала в основную массу жидкости. Извлекаемый жидкий компонент диффундирует из пор в основную массу жидкости. Скелет перерабатываемого тела остается в неизменном виде.

Экстрагирование в основном осуществляют, применяя как экстрагент воду или водный раствор. Продукты взаимодействия при экстрагировании называют пульпами. При прямотоке фаз на входе в экстрактор пульпа – смесь растворителя и исходного твердого материала, на выходе – смесь раствора и пустой породы. Твердый остаток, выделенный из пульпы, – хвосты. Экстрагирование – стадия переработки минерального сырья или извлечения компонентов из растительного и животного сырья.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

При растворении твердых веществ происходит переход их в жидкость с поверхности частиц, инертный носитель отсутствует, и существует только внешнее диффузионное сопротивление. Поэтому растворение протекает быстрее, чем экстрагирование.

При экстрагировании жидкого вещества из твердого тела целевой компонент содержится в растворе-экстрагенте и порах тела. Жидкость в порах неподвижна, и скорость экстрагирования лимитируется молекулярной диффузией в твердой фазе.

При экстрагировании твердого вещества область, к которой оно заключено в теле, постоянно уменьшает объем. Освобожденные от экстрагируемого вещества поры заполняются жидкостью. Кинетика этого процесса определяется молекулярной диффузией жидких компонентов в порах.

Экстрагирование может проводиться в периодическом режиме в аппаратах с перемешиванием. Непрерывное прямоточное экстрагирование осуществляют в каскаде аппаратов, организуя движение пульпы самотеком. Противоточный способ экстрагирования более эффективен, но сложнее. Для экстрагирования и растворения твердых тел чаще всего используют емкостные экстракторы и растворители, аппараты колонного типа и др. Емкостные экстракторы и растворители – вертикальные или горизонтальные аппараты с мешалками. Они могут быть одиночными или соединенными в каскад.

На рис. 6.5 показана смесительно-отстойная противоточная установка. Она включает аппараты с мешалками 1 и 2, отстойники 3 и 4 с устройствами для выгрузки и перемещения твердого материала и насос 5 для перекачивания раствора.

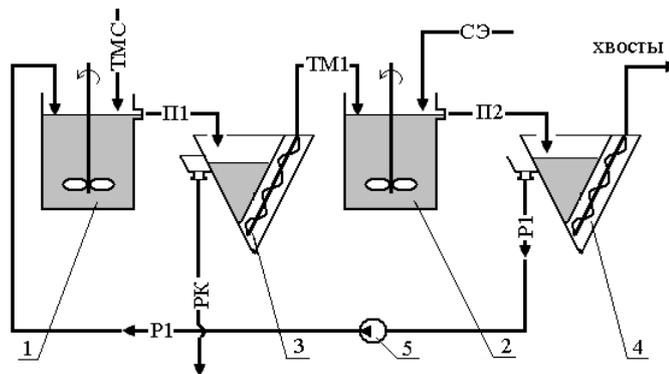


Рис.6.5 – Смесительно-отстойная экстракционная установка
1 и 2 – аппараты с мешалками; 3 и 4 – отстойники; 5 – насос. Потoki: ТМС – исходный материал; ТМ1 – твердый остаток после первой ступени выщелачивания; П1 и П2 – пульпа первой и второй ступеней; СЭ – свежий экстрагент; Р1 – раствор второй ступени; РК – конечный раствор

7 КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

Кристаллизация – образование твердой фазы (кристаллов) из растворов и расплавов, применяется для разделения смесей, глубокой очистки веществ, а также для выращивания монокристаллов. Получение большого количества кристаллов одновре-

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

менно – массовая кристаллизация. Кристаллизация происходит, если исходная жидкая фаза находится в состоянии пересыщения. Из пересыщенного раствора выделяется в твердом виде избыточное количество вещества. После прекращения кристаллизации образуется насыщенный раствор (маточный). От маточного раствора кристаллы отделяются отстаиванием и др. методами.

При кристаллизации выделяют стадии образования зародышей кристаллов и их роста. Если скорость первой стадии выше, чем второй, то образуется мелкие кристаллы в большом количестве. При опережающей скорости роста кристаллов образуется небольшое количество крупных кристаллов. Для ускорения кристаллизации и провоцирования образования кристаллов в расплав или раствор вводят затравку – мелкие частицы кристаллизующегося вещества.

Промышленные способы кристаллизации – изотермический и изогидрический. Изотермическая кристаллизация – выпаривание раствора до состава выше концентрации насыщения. При изогидрической кристаллизации пересыщения раствора достигают его охлаждением. Изотермическую кристаллизацию применяется при переработке растворов веществ с растворимостью, мало зависящей от температуры. Изогидрическая кристаллизация целесообразна, если растворимость вещества сильно падает при снижении температуры раствора.

По принципу действия кристаллизаторы делят на: кристаллизаторы с удалением части растворителя; кристаллизаторы с охлаждением раствора; вакуумные кристаллизаторы; кристаллизаторы с псевдожизненным слоем. Кристаллизаторы с удалением части растворителя – выпарные аппараты, выпаривание до концентрации, превышающей концентрацию насыщения.

Кристаллизатор с охлаждением раствора – вальцовый (рис. 7.1).

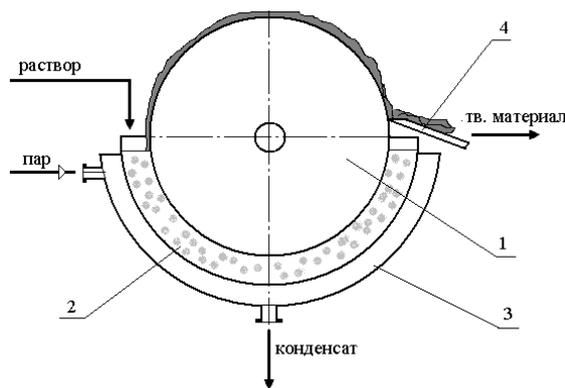


Рис. 7.1 – Вальцовый кристаллизатор

1 – валец; 2 – корыто; 3 – тепловая рубашка; 4 – нож

Его полый валец 1 охлаждают водой. В тоже время раствор в корыте 2 обогревают паром, подаваемым в рубашку 3. Кристаллы образуются за счет охлаждения раствора, находящегося на поверхности вальца вне корыта. При вращении вальца твердый материал удаляется с его поверхности ножом 4.

На рис. 7.2 представлен ленточный кристаллизатор. Через приводной 1 и натяжной 2 барабаны его перекинута бесконечная

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

лента 3. Между нижней и верхней ветвями ленты 3 установлены устройства 5 для орошения охлаждающей водой. Кристаллизатор также имеет устройство для подачи раствора 4, нож для съема 6 и бункер 7 для сбора материала. При работе кристаллизатора твердая фаза выделяется из охлаждаемого, пересыщенного раствора.

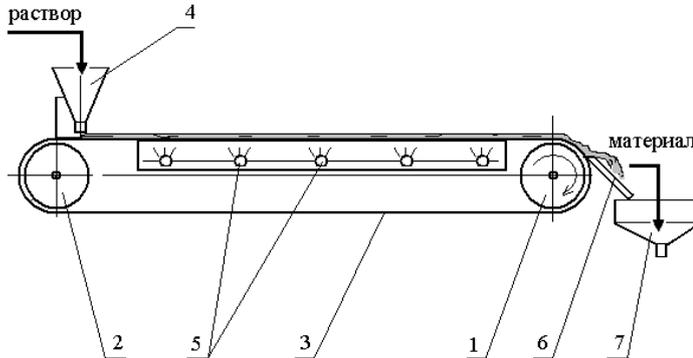


Рис. 7.2 – Ленточный кристаллизатор
1 и 2 – приводной и натяжной барабаны; 3 – лента; 4 – устройство для подачи раствора; 5 – оросители; 6 – нож; 7 – бункер

8 ПРОЦЕССЫ МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ

Процессы разделения жидких смесей помощью полупроницаемых перегородок-мембран заменяют ректификацию, экстракцию, адсорбцию. С помощью их также разделяют газовые смеси. Мембранными методами из смеси получают компоненты в высококонцентрированном виде. Продукт, прошедший через мембрану – пермеат, а продукт, оставшийся перед ней – ретант (концентрат). Методы мембранного разделения: обратный осмос; ультра- и микрофильтрация; диализ; электродиализ; испарение через мембрану; разделение газов.

Классифицируют мембранные процессы по основной движущей силе на:

- баромембранные (обратный осмос, нано-, ультра- и микрофильтрация), движущая сила – градиент давлений;
- диффузионно-мембранные (диализ, испарение через мембрану, разделение газов), движущая сила – градиент концентраций;
- электромембранные (электродиализ, электроосмос), движущая сила – градиент электрического потенциала;
- термомембранные (мембранная дистилляция), движущая сила – градиент температур.

Мембраны – полупроницаемые перегородки, пропускающие определенные компоненты смеси. Требования, предъявляемые к ним: высокая селективность и удельная производительность; химическая стойкость; механическая прочность; долговечность; дешевизна, доступность. Для изготовления мембран используют полимеры, керамику, металлы и др. материалы.

По механическим свойствам и структуре мембраны классифицируют на уплотняющиеся, жесткие, пористые и непористые (диффузионные). Пористые мембраны применяют для обратного осмоса, микро- и ультрафильтрации и разделения газов.

2022 ХТТ ПиАХТ ЧАСТЬ 2 РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Диффузионные мембраны применяются для разделения газов, разделения жидкостей испарением и диализа. Через указанные мембраны (тончайшие пленки, закрепленные на пористых подложках) вещество проникает за счет молекулярной диффузии. Пористые и диффузионные мембраны изготавливают листовыми, трубчатыми, в виде полых волокон. Уплотняющиеся мембраны эластичны. Их получают из растворов полимеров путем удаления растворителя. Существуют мембраны с жесткой структурой: металлические, керамические и др.

Наиболее используемые аппараты мембранного разделения – аппараты с плоскими, трубными и рулонными мембранными элементами и с полыми волокнами. Аппараты с плоскими элементами схожи с рамно-плиточными фильтр-прессами, но у них отсутствуют рамы. У аппаратов с трубными элементами мембраны внутри трубок, и они схожи с кожухотрубчатыми теплообменниками.