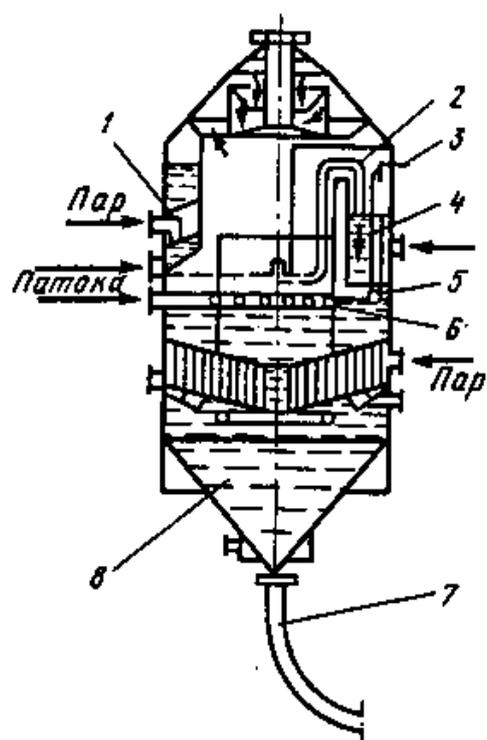
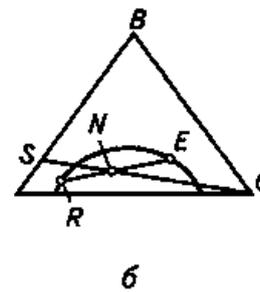
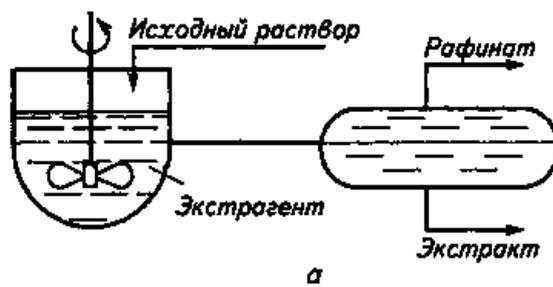
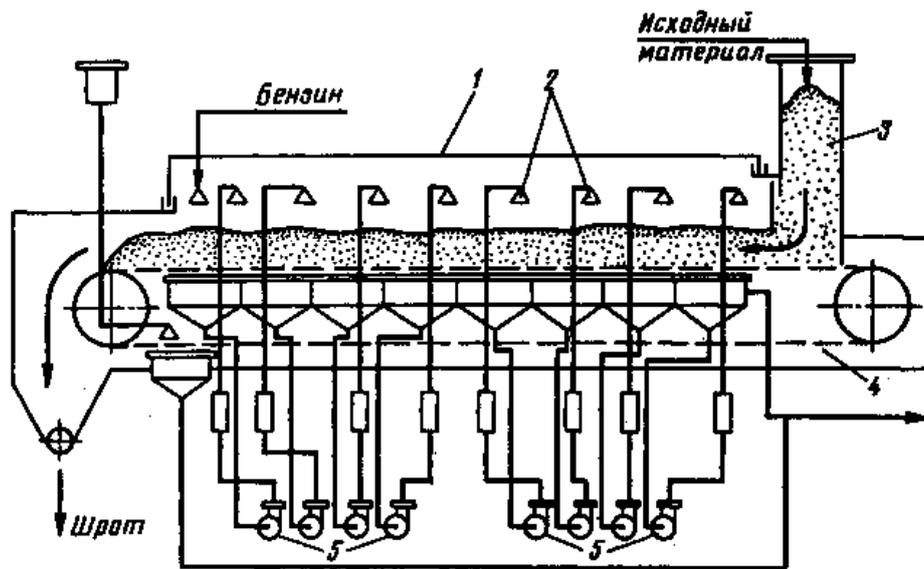


Расцветка зеленая





В.И. Чащинов

**Курс лекций
по дисциплине
«ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ»**

Часть II

Брянск 2013

УДК 000000

ББК 00000

Ч-000

В.И. Чащинов. **ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ.** Курс лекций по дисциплине. Ч.2: Учебное пособие для студентов, обучающихся по программе специалистов и бакалавров инженерного факультета, связанных с переработкой сельхозпродукции и технологией продуктов питания – Брянск: Изд. БГСХА, 2013. – _____ с.

В пособии в довольно сжатом виде изложены основные сведения о процессах, используемых в самых различных технологиях переработки продукции сельского хозяйства и производства пищевых продуктов, а также о технологических машинах и аппаратах для их осуществления. Приводятся краткое изложение разделов гидравлики и теплотехники, необходимых для освоения дисциплины «Процессы и аппараты». В части 2 курса лекций рассматриваются в основном тепловые и массообменные процессы.

Рецензент:

Купреенко А.И. – д.т.н, профессор, зав. кафедрой ТОЖиПП Брянской государственной сельскохозяйственной академии.

Рекомендовано методической комиссией инженерно-технологического факультета Брянской государственной сельскохозяйственной академии для студентов очного и заочного обучения направления 660300 «Агроинженерия», протокол № ____ от _____ 2013 г.

10. Основы теплообмена

Теплообмен – это самопроизвольный процесс переноса теплоты в пространстве при наличии разности температур. Теория теплообмена

является одним из разделов теплотехники, которая представляет собой отрасль науки и техники, занимающаяся вопросами производства и использования теплоты в самых различных целях.

Теплота – это важный и, по существу, самый востребованный в современном обществе вид энергии, который является формой проявления и количественной мерой теплового движения (хаотического движения микрочастиц, составляющих вещество). Потенциалом теплоты как вида энергии является температура.

Температура характеризует степень нагретости тела или его тепловое состояние, проявляемое в интенсивности теплового движения микрочастиц. Термодинамическую температуру можно рассматривать как количественную меру интенсивности теплового движения, так как ее значение пропорционально средней кинетической энергии микрочастиц вещества, совершающих тепловое движение. Единицей измерения термодинамической температуры T является кельвин (K) и значения термодинамической температуры исчисляются по абсолютной шкале температур (шкале Кельвина). На практике для измерения температуры чаще пользуются шкалой Цельсия с единицей измерения – градус Цельсия ($^{\circ}C$). Как единицы измерения кельвин (K) и градус Цельсия ($^{\circ}C$) между собой равны. Соотношение же между температурой T , измеренной по термодинамической температурной шкале, и температурой t по шкале Цельсия имеет вид:

$$T = t + 273,15 \text{ K.}$$

Термодинамическая температура наряду с такими физическими величинами как **давление** и **удельный объем** однозначно определяет состояние любой системы (тел или вещества). Эти интенсивные или удельные (то есть не зависящие от количества вещества) физиче-

ские величины носят название параметров состояния. Вместо удельного объема в качестве параметра состояния можно использовать обратную ему величину – **плотность**.

Давление p представляет собой силу, приходящуюся на единицу площади поверхности и направленную по нормали к этой поверхности.

В жидкостях и газах давление проявляется как результат совокупного действия молекул, совершающих тепловое движение. Вследствие этого, давление в любой точке пространства, заполненного жидкостью или газом, действует одинаково во всех направлениях.

Основной единицей измерения давления в СИ является паскаль – Pa (N/m^2). Паскаль – единица маленькая, поэтому на практике чаще пользуются кратными единицами: килопаскаль ($1kPa = 10^3 Pa$) и мегапаскаль ($1MPa = 10^6 Pa$).

Удельный объем v – это объем, занимаемый единицей массы вещества, m^3/kg . Удельный объем является величиной, обратной плотности вещества.

Плотность вещества ρ – это масса единицы объёма вещества, kg/m^3 . Плотность является величиной, обратной удельному объему.

В расчетах, связанных с использованием теплоты достаточно широко пользуются такими характеристиками систем, которые называют функциями состояния.

Функции состояния – это количественные характеристики термодинамической системы, значения которых однозначно определяются параметрами состояния (термодинамическая температура, давление и удельный объем). Основными функциями состояния являются: **внутренняя энергия, энтальпия и энтропия**. В практических расче-

тах чаще пользуются удельными (приходящимися на единицу массы) значениями функций состояния. Обычно, при расчете их значений за условный нуль принимают состояние при давлении – 0,101 МПа и температуре – 0 °С.

Внутренняя энергия U , (Дж) представляет собой сумму кинетической энергии микрочастиц вещества, совершающих тепловое движение, и энергии их взаимодействия.

Внутренняя энергия одного килограмма вещества называется **удельной внутренней энергией** u , (Дж /кг).

Энтальпия (ее еще называют теплосодержанием) I , (Дж) представляет собой сумму внутренней энергии и произведения давления на объем. Это произведение можно истолковать как потенциальную энергию, заключенную в объеме вещества. Таким образом, для удельной энтальпии i , (Дж /кг) можно записать:

$$i = u + pv. \quad (10.1)$$

Энтропия – функция состояния, с помощью которой во многих случаях удобно рассчитывать количество теплоты в процессах. Она может быть определена из выражения ее дифференциала, которое для удельной энтропии имеет вид :

$$ds = dq/T, \quad (10.2)$$

где

dq – элементарное количество удельной теплоты ;

T – термодинамическая температура.

Любая точка пространства, которое занимает система, характеризуется значением температуры. Совокупность значений температур в данный момент времени во всех точках пространства называется

температурным полем. Если во всех точках пространства температуры одинаковы, то такое температурное поле называется однородным, в противном случае – неоднородным. Если температурное поле не меняется со временем, то такое поле называется стационарным, в противном случае – нестационарным.

Интенсивность изменения температуры в пространстве характеризует **градиент температуры.** Он представляет собой вектор, направленный по нормали к изотермической поверхности в сторону увеличения температуры, скалярная величина которого равна частной производной от температуры по направлению нормали. То есть

$$\mathit{grad}T = \bar{n}_0 \frac{\partial T}{\partial n}, \text{ K/м } (^\circ\text{C/м}), \quad (10.3)$$

где

\bar{n}_0 – единичный вектор, направленный по нормали к изотермической поверхности в сторону возрастания температуры.

Таким образом, теплообмен можно определить как самопроизвольный необратимый процесс переноса теплоты в пространстве с неоднородным полем температур, то есть при наличии градиента температуры.

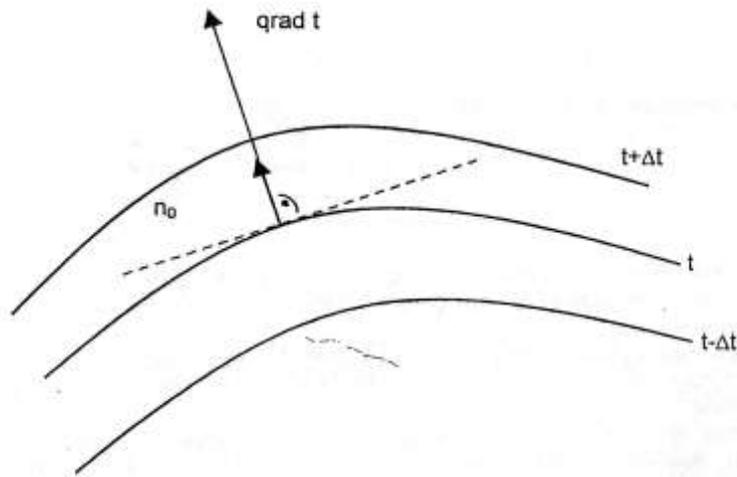


Рис. 10.1. К определению градиента температуры.

Основными количественными характеристиками процессов теплообмена являются тепловой поток и плотность теплового потока.

Тепловой поток Q представляет собой количество теплоты, передаваемое через какую либо поверхность в единицу времени, и имеет размерность мощности – *Вт*.

Плотность теплового потока q представляет собой тепловой поток, приходящийся на единицу площади поверхности, через которую он проходит. То есть

$$q = \frac{dQ}{dF}, \text{ Вт/ м}^2, \quad (10.4)$$

или при равномерном распределении теплового потока по поверхности

$$q = \frac{Q}{F}, \text{ Вт/ м}^2. \quad (10.5)$$

Плотность теплового потока – величина векторная, и вектор плотности теплового потока направлен в сторону противоположную

градиенту температуры, то есть в сторону уменьшения температуры по нормали к изотермической поверхности.

Теплообмен является сложным процессом, который в общем случае осуществляется теплопроводностью, конвективным теплообменом и теплообменом излучением.

Теплопроводность – молекулярный способ переноса теплоты в сплошной среде при наличии градиента температуры посредством теплового движения микрочастиц и обмена кинетической энергией при их непосредственном взаимодействии.

Конвективный теплообмен осуществляется совместным действием молекулярного переноса теплоты – теплопроводности и конвекции – перемешивания макрообъемов среды с различной температурой. Конвективный теплообмен происходит в текучих средах (жидкостях или газах) с неоднородным полем температуры и скорости.

Теплообмен излучением осуществляется за счет двойного преобразования энергии: превращения части внутренней энергии тела в энергию излучения (энергию фотонов или электромагнитных волн), распространения энергии излучения в пространстве и поглощения энергии излучения другим телом, при котором происходит обратное превращение энергии излучения во внутреннюю энергию тела (среды). Теплообмен излучением или лучистый теплообмен является единственным способом переноса теплоты в вакууме.

Основной задачей при расчете процессов теплообмена является определение количества переносимой теплоты, то есть теплового потока и плотности теплового потока. Для теплопроводности эта задача решается с использованием закона Фурье и дифференциального уравнения теплопроводности

Установленный опытным путем основной закон теплопроводности (закон Фурье) гласит о том, что плотность теплового потока, передаваемого теплопроводностью прямо пропорциональна градиенту температуры. Математическая запись закона Фурье выглядит следующим образом:

$$q = -\lambda \cdot \text{grad}T, \quad (10.6)$$

где λ - коэффициент теплопроводности, $Вт/м \cdot К$.

Коэффициент теплопроводности характеризует способность вещества передавать теплоту теплопроводностью и численно равен плотности теплового потока при градиенте температуры $1 К/м$.

Коэффициент теплопроводности определяется опытным путем и зависит от свойств материала, температуры, давления, влажности и т. п.

Большинство задач теплопроводности решаются на основании дифференциального уравнения теплопроводности (уравнения теплопроводности Фурье):

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right), \quad (10.7)$$

где a – коэффициент температуропроводности, $м^2/с$;

τ – время, $с$;

x, y, z – пространственные координаты, $м$.

Коэффициент температуропроводности (температуропроводность) характеризует скорость изменения температуры в нестационарных процессах теплопроводности и является физическим параметром вещества

$$a = \frac{\lambda}{c_p \rho}, \text{ м}^2/\text{с}, \quad (10.8)$$

где

c_p – удельная массовая изобарная теплоемкость, Дж / кг К ;

ρ – плотность вещества, кг / м³ .

Решение уравнения теплопроводности Фурье с учетом начальных и граничных условий позволяет получить картину температурного поля. Такое решение для нестационарных процессов теплопроводности (нагрев и охлаждение тел, периодические процессы) представляется довольно сложным и производится приближенными и численными методами.

Для стационарного режима и одномерного температурного поля (плоские и цилиндрические стенки) получены конкретные формулы для расчета плотности теплового потока. Так, плотность теплового потока, передаваемого теплопроводностью через плоскую однородную стенку, находится по формуле

$$q = \frac{\lambda}{\delta}(t_1 - t_2), \quad (10.9)$$

где

λ – коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/м·К ;

δ – толщина стенки, м ;

t_1 и t_2 – температуры поверхности стенки, °С .

Закон изменения температуры по толщине стенки является линейным.

Величина $\frac{\lambda}{\delta}$ называется тепловой проводимостью стенки, а обратная

величина $\frac{\delta}{\lambda}$ – тепловым или термическим сопротивлением стенки.

Для случая многослойной плоской стенки из n разнородных слоев расчетная формула имеет вид :

$$q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}}, \quad (10.10)$$

где t_1 и t_{n+1} – температуры на наружных поверхностях стенки, $^{\circ}\text{C}$;

δ_i – толщина i -го слоя стенки, м ;

λ_i – коэффициент теплопроводности материала i -го слоя, Вт/м К .

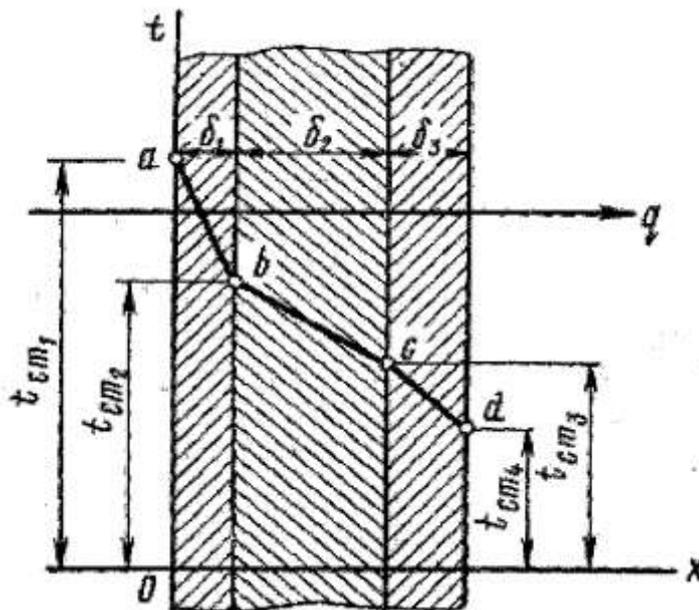


Рис. 10.2. Теплопроводность плоской стенки

Для конвективного теплообмена важным и широко распространенным случаем является конвективный теплообмен между поверх-

ностью твердого тела и текучей средой (жидкостью или газом), который называется *теплоотдачей*.

Плотность теплового потока при теплоотдаче рассчитывается в соответствии с законом Ньютона – Рихмана

$$q = \alpha(t_c - t_{жк}) \text{ Вт/м}^2, \quad (10.11)$$

где

α – коэффициент теплоотдачи, $\text{Вт / м}^2 \cdot \text{К}$;

t_c – температура поверхности твердого тела (стенки), $^{\circ}\text{C}$;

$t_{жк}$ – температура в ядре потока жидкости (за пределами теплового пограничного слоя), $^{\circ}\text{C}$.

Величину $\Delta t = t_c - t_{жк}$ называют температурным напором. При расчетах его величину принимают по модулю. Тепловой поток всегда направлен в сторону меньшей температуры.

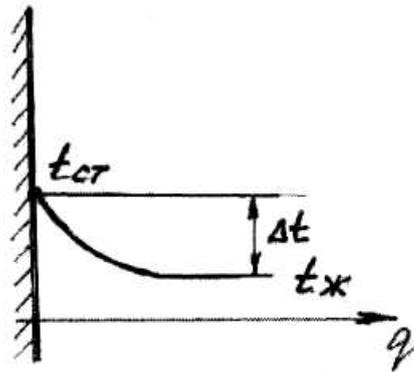


Рис.10.3. Плотность теплового потока при теплоотдаче

Коэффициент теплоотдачи характеризует интенсивность конвективного теплообмена между текучей средой и поверхностью твердого тела и численно равен плотности теплового потока при температурном напоре 1 К ($^{\circ}\text{C}$).

Коэффициент теплоотдачи зависит от многих факторов и обычно определяется с использованием теории подобия и размерностей.

Использование теории подобия позволяет представить в обобщенном виде экспериментальные зависимости, полученные для каких-то конкретных условий и распространить их на другие подобные. Подобие устанавливается по равенству определенных безразмерных чисел или критериев. Критерии подобия с физической точки зрения выражают соотношения между различными физическими эффектами, определяющими исследуемый процесс. Критерии (числа) подобия состояются из определенных величин на основании анализа дифференциальных уравнений математической физики, описывающих рассматриваемые явления. Эти безразмерные комплексы связаны критериальными уравнениями, конкретный вид которых зависит от исследуемых процессов. При этом все критерии подобия можно разделить на определяемые, к которым относятся критерии, содержащие искомую величину и определяющие, которые составлены из величин, заданных при математическом описании процессов.

Числа подобия принято называть именами крупных ученых в области теплообмена и гидродинамики.

При исследовании конвективного теплообмена наиболее часто используются нижеприведенные критерии.

Критерий (число) Нуссельта

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}, \quad (10.12)$$

где

α – коэффициент теплоотдачи, $Вт / м^2 К$;

l – характерный размер, $м$;

λ – коэффициент теплопроводности среды (жидкости или газа),
 $Вт / м К$.

Критерий Нуссельта характеризует интенсивность конвективной теплоотдачи и по существу является безразмерным коэффициентом теплоотдачи. Обычно он является определяемым критерием.

Критерий Эйлера

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho \omega^2}, \quad (10.13)$$

где

Δp – перепад давления, $Па$;

ρ – плотность жидкости, $кг / м^3$;

ω – средняя скорость жидкости в потоке, $м / с$.

Критерий Эйлера характеризует соотношение сил давления и сил инерции.

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega \cdot l}{\nu}, \quad (10.14)$$

где

ω – средняя скорость жидкости в потоке, $м / с$;

l – характерный размер, $м$;

ν – кинематическая вязкость, $м^2 / с$.

В качестве характерного размера при определении числа Рейнольдса обычно принимается гидравлический диаметр.

Критерий Рейнольдса характеризует режим движения жидкости и выражает соотношение сил инерции и сил вязкого трения в потоке жидкости.

Критерий Прандтля

$$\text{Pr} = \frac{\nu}{a}, \quad (10.15)$$

где

ν – кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$;

a – коэффициент температуропроводности, $\text{м}^2/\text{с}$.

Критерий Прандтля отражает подобие полей температур и скоростей текучей среды и по существу является теплофизической характеристикой среды.

Критерий Грасгофа

$$\text{Gr} = g\beta \cdot \Delta t \frac{l^3}{\nu^2}, \quad (10.16)$$

где

g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;

β – температурный коэффициент объемного расширения, (для газа $\beta = 1/T$), К^{-1} .

Δt – температурный напор, $^{\circ}\text{С}$;

l – характерный размер, м ;

ν – кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$

Критерий Грасгофа характеризует соотношение подъемной силы, возникающей вследствие разности плотности жидкости с различной температурой, и сил вязкого трения.

При теплообмене излучением перенос энергии в пространстве происходит в виде энергии электромагнитного поля, имеющего квантово-волновую структуру. Все природные тела с температурой выше

абсолютного нуля излучают и поглощают энергию в виде квантов электромагнитного поля. Волновые свойства электромагнитного поля проявляются в том, что излучение характеризуется длиной волны и частотой колебаний.

Основными количественными характеристиками процесса излучения являются поток излучения и плотность потока излучения.

Поток излучения Q_u (Bm) представляет собой энергию излучения, переносимую через какую-либо поверхность в единицу времени.

Поверхностная плотность потока излучения (интегральная) E (Bm/m^2) равна потоку излучения, приходящему на единицу площади поверхности F , через которую он проходит.

$$E = \frac{Q_u}{F}; \text{ или } E = \frac{dQ_u}{dF}. \quad (10.17)$$

Лучистый теплообмен сопровождается двойным превращением энергии: тепловой (внутренней энергии) – в лучистую у излучающего тела и лучистой – в тепловую (внутреннюю энергию) у поглощающего тела. При этом часть попадающей на поверхность тела лучистой энергии может поглощаться телом (E_A), часть отражаться (E_R), а часть проходить через тело (E_D).

Тело по восприятию лучистой энергии характеризуется коэффициентами поглощения (A), отражения (R) и пропускания (D), значения которых определяются по формулам:

$$A = \frac{E_A}{E}; \quad R = \frac{E_R}{E}; \quad D = \frac{E_D}{E}. \quad (10.18)$$

Здесь E, E_A, E_R, E_D – соответственно плотность, падающего на поверхность тела, потока излучения, поглощенного, отраженного и пропущенного через тело. При этом $A+R+D = 1$.

Тело, для которого $A = 1$, называют абсолютно черным; если $R = 1$, такое тело называют зеркальным или абсолютно белым; если $D = 1$, тело называют абсолютно прозрачным.

В природе абсолютных тел нет, и все тела считаются серыми. Серые тела характеризуются степенью черноты, которая равна отношению плотности потока собственного излучения к плотности потока излучения абсолютно черного тела при той же температуре

$$\varepsilon = \frac{E}{E_0} .$$

В соответствии с законом Кирхгофа степень черноты тела равна его коэффициенту поглощения, то есть $\varepsilon = A$.

При расчетах теплообмена излучением в основном используют закон Стефана-Больцмана. Закон Стефана-Больцмана устанавливает связь между плотностью потока излучения абсолютно черного тела и его температурой. Математическая запись этого закона имеет вид :

$$E_0 = \sigma_0 T^4 \quad \text{или} \quad E_0 = c_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (10.19)$$

где

σ_0 – постоянная излучения абсолютно черного тела

$$(\sigma_0 = 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ Вт} / \text{м}^2 \cdot \text{К}^4);$$

c_0 – коэффициент излучения абсолютно черного тела

$$(c_0 = 5,67 \text{ Вт} / \text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$$

Для серого тела закон Стефана-Больцмана записывается следующим образом:

$$E = \varepsilon \cdot E_0 = c \left(\frac{T}{100} \right)^4 = \varepsilon \cdot c_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (10.20)$$

где

$c = \varepsilon \cdot c_0$ – коэффициент излучения серого тела;

ε – степень черноты серого тела.

Расчеты теплообмена излучением довольно сложны. Аналитические решения получены лишь для некоторых простейших случаев. Обычно плотность потока, передаваемого излучением между двумя поверхностями в прозрачной среде, определяют по формуле

$$E = \varepsilon_{np} \cdot c_0 \cdot \varphi \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad (10.21)$$

где

ε_{np} – приведенная степень черноты системы;

φ – коэффициент облученности (угловой коэффициент), зависящий от взаимного расположения поверхностей.

Формулы для расчета ε_{np} и φ для соответствующих систем теплообмена излучением можно найти в специальной литературе.

На практике часто происходит теплообмен между теплоносителями через разделяющую их стенку. Такой процесс переноса теплоты от одной среды (теплоносителя) к другой через разделяющую стенку называют *теплопередачей*.

Следует отметить, что часто термин "теплопередача" используется в более широком толковании, когда под теплопередачей понимают любой процесс теплообмена.

Основное уравнение теплопередачи имеет вид :

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t , \quad (10.22)$$

где

Q – тепловой поток, $Вт$;

K – коэффициент теплопередачи, $Вт / м^2 К$;

F – площадь поверхности теплопередачи, $м^2$;

Δt – температурный напор (разность температур теплоносителей), $^{\circ}С$.

Коэффициент теплопередачи характеризует интенсивность процесса теплопередачи и численно равен плотности теплового потока при температурном напоре $1^{\circ}С$.

Для плоской разделяющей стенки коэффициент теплопередачи рассчитывается по формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} , \quad (10.23)$$

где

α_1, α_2 – коэффициенты теплоотдачи с одной и другой стороны разделяющей стенки, $Вт / м^2 \cdot К$;

δ – толщина стенки, $м$;

λ – коэффициент теплопроводности материала стенки, $Вт / м \cdot К$.

Для многослойной стенки из n слоев

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (10.24)$$

где

δ_i, λ_i – толщина и коэффициент теплопроводности i -го слоя стенки.

В случае цилиндрической разделяющей стенки пользуются линейным коэффициентом теплопередачи K_l , $Вт/м \cdot К$, который при многослойной стенке рассчитывается по формуле

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum_1^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_{n+1}}}. \quad (10.25)$$

Здесь d_i и d_{i+1} – внутренний и наружный диаметры i -го слоя стенки.

При использовании линейного коэффициента теплопередачи удельный тепловой поток, приходящийся на 1м длины, трубы находят по формуле

$$q_l = K_l \cdot \Delta t \cdot \pi, \quad Вт/м, \quad (10.26)$$

где

Δt – температурный напор (разность температур теплоносителей), $^{\circ}С$.

Коэффициент теплопередачи относительно расчетной поверхности в этом случае находят следующим образом :

$$K = \frac{K_l}{d}, \quad Вт/м^2 \cdot К, \quad (10.27)$$

где d – диаметр расчетной поверхности, м.

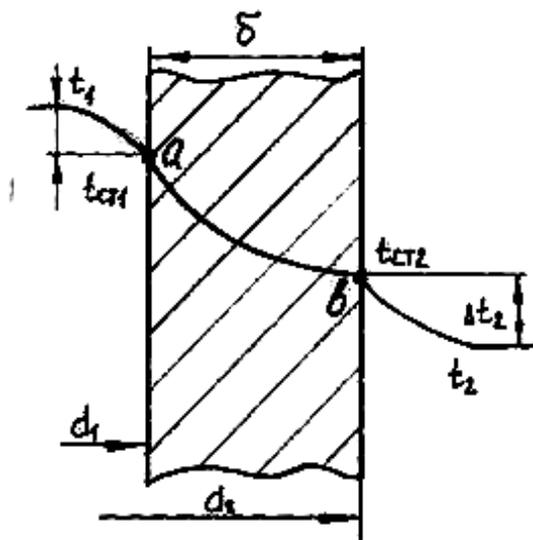


Рис.10.4. Теплопередача через цилиндрическую стенку

Уравнение теплопередачи (10.22) является одним из основных при расчете рекуперативных теплообменников.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что такое теплообмен? 2. Назовите три способа переноса теплоты. 3. Что собой представляет теплопроводность? 4. Что такое конвективный теплообмен? 5. Что собой представляет теплообмен излучением? 6. Назовите основные количественные характеристики процессов теплообмена. 7. Что собой представляет тепловой поток? 8. Что такое плотность теплового потока? 9. Что такое температурное поле? 10. Что такое градиент температуры? 11. В чем состоит отличие стационарного и нестационарного температурного поля? 12. Приведите выражение основного закона теплопроводности (закона Фурье). 13. Что собой представляет коэффициент теплопроводности, и какова его размерность? 14. Какой процесс называют теплоотдачей? 15. Приведите выражение закона Ньютона - Рихмана для конвективной теплоотдачи. 16. Что собой представляет коэффициент теплоотдачи, и какова его размерность? 17. Как обычно опреде-

ляют коэффициент теплоотдачи? 18. Что такое температурный напор при теплоотдаче? 19. Какой сложный процесс теплообмена называют теплопередачей? 20. Приведите основное уравнение теплопередачи. 21. Что называют температурным напором при теплопередаче? 22. Что собой представляет коэффициент теплопередачи, и какова его размерность? 23. Как рассчитывается коэффициент теплопередачи в случае плоской разделяющей стенки? 24. Что собой представляет интегральная плотность потока излучения? 25. Приведите выражение закона Стефана - Больцмана для плотности потока излучения абсолютно черного тела.

ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

Основными тепловыми процессами в технологиях переработки сельхозпродукции являются *нагревание, охлаждение, конденсация и выпаривание*.

11. Нагревание и охлаждение

11.1 Основные сведения о процессах нагревания

Нагревание – процесс повышения теплового состояния системы путём подвода теплоты.

Широко распространенными методами нагревания в перерабатывающих отраслях промышленности являются:

- нагревание горячей водой или другими жидкими теплоносителями;
- нагревание водяным насыщенным паром;
- нагревание топочными газами;
- нагревание электрическим током.

Нагревание водой используют для нагрева и пастеризации при температурах ниже 100 °С. При нагреве до температур свыше 100 °С используют так называемую перегретую воду или другие жидкие теплоносители, имеющие более высокую температуру кипения. Перегретую воду (с температурой более 100 °С) получают при избыточном давлении.

Вода является наиболее доступным и дешевым теплоносителем, обладающим при этом рядом дополнительных достоинств: большой теплоёмкостью, высоким коэффициентом теплоотдачи, сравнительно низкой коррозионной активностью.

Обычно нагрев жидкими теплоносителями осуществляется через разделяющую стенку. При этом часто используют циркуляционный метод нагрева, когда теплоноситель циркулирует между нагревателем и теплообменником, в котором теплоноситель отдает теплоту нагреваемому материалу. Циркуляция может быть естественной и принудительной. Более эффективной является принудительная циркуляция, когда циркуляция обеспечивается с помощью насосов. Достаточно широко распространен способ нагревания жидкостями с использованием обогревательных бань. Этот процесс осуществляется в аппаратах с рубашками, когда ёмкость с нагреваемым продуктом окружена полостью, где находится жидкий теплоноситель. Рубашка, в свою очередь, нагревается топочными газами, электрическими нагревательными элементами (ТЭНами) или насыщенным водяным паром высокого давления.

В качестве жидких теплоносителей с высокой температурой кипения используют минеральные масла, глицерин, кремнийорганические соединения и др. Наибольшее распространение имеет дифенильная смесь, которая используется как для нагревания циркуляционным способом, так и для заполнения обогревательных бань. Дифенильная смесь (смесь дифинила – $C_6H_5 - C_6H_5$ и дифенилоксида) может обеспечить нагрев до температур 260...400 °С.

Расход жидкого теплоносителя для нагревания находят из уравнения теплового баланса по формуле

$$G_{жс} = \frac{G_n \cdot c_n (t_{нк} + t_{нн}) + Q_n}{c_{жс} (t_{жсн} + t_{жск})}, \quad (11.1)$$

где $G_{жс}$ и G_n – массовый расход соответственно греющей жидкости и продукт та, кг/ч ;

c_n и $c_{жс}$ – удельная массовая теплоёмкость жидкости и продукта, $кДж/кг·К$;

$t_{нк}$ и $t_{нн}$ – конечная и начальная температура продукта, $°С$;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, $кДж/ч$;

$t_{жн}$ и $t_{жк}$ – начальная и конечная температура жидкости, $°С$.

Нагревание водяным насыщенным паром находит широкое применение, благодаря следующим его достоинствам:

- большое количество теплоты, выделяющееся при конденсации пара без снижения температуры (около $2000 кДж/кг$);
- высокое значение коэффициента теплоотдачи стенке от конденсирующегося пара ($6000 \dots 11000 Вт/м^2·К$);
- равномерность обогрева.

При нагревании водяным паром применяют два способа: нагревание «глухим» и «острым» паром. При нагревании глухим паром теплота от конденсирующегося пара передается нагреваемой жидкой системе (чаще всего промежуточному теплоносителю, то есть греющей жидкости) через разделяющую стенку. После конденсации глухой пар выводится из теплообменника в виде конденсата.

При нагревании острым паром пар непосредственно вводится в нагреваемую жидкость и после конденсации смешивается с ней.

Массовый расход пара для нагревания D , $кг/ч$ определяется из уравнения теплового баланса по формуле

$$D = \frac{G_{жс} \cdot c_{жс}(t_k - t_n) + Q_n}{i_n - i_k}, \quad (11.2)$$

где

$G_{жс}$ – массовый расход нагреваемой жидкости, $кг/ч$;

$c_{жс}$ – удельная массовая теплоёмкость нагреваемой жидкости, $кДж/кг·К$;

t_k и t_n – конечная и начальная температура жидкости, $°C$;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, $кДж/ч$;

i_n и i_k – энтальпия греющего пара и конденсата соответственно.

Энтальпия конденсата находится по формуле

$$i_k = c_{г} \cdot t_k, \quad (11.3)$$

где

$c_{г}$ – удельная массовая теплоёмкость воды (конденсата), $c_{г} = 4,19$ $кДж/кг·К$;

t_k – температура конденсата, $°C$.

При этом для глухого пара значение температуры конденсата принимают равной температуре насыщения (кипения) для данного давления, а для острого пара равной конечной температуре нагреваемой жидкости.

Нагревание топочными газами осуществляется высокотемпературными газообразными продуктами сгорания топлива, сжигаемого в специальных печах или топках.

Недостатками нагревания топочными газами являются:

- низкий коэффициент теплоотдачи ($17... 33 Вт/м^2·К$);
- значительные температурные перепады в зоне обогрева и неравномерный нагрев;
- сложность регулирования температуры;
- окисление стенок аппаратов;
- наличие в топочных газах токсичных компонентов, что делает недопустимым непосредственный контакт топочных газов с нагреваемыми пищевыми продуктами.

Нагревание электрическим током осуществляется в печах прямого и косвенного действия. В печах косвенного действия используются электрические нагревательные элементы различной конструкции, от которых теплота передаётся нагреваемому материалу тепловым излучением, теплопроводностью и конвекцией. В печах прямого действия (СВЧ-печах) используются генераторы токов высокой частоты ($1 \cdot 10^6 \dots 10 \cdot 10^6$ Гц), которые создают высокочастотное электромагнитное поле. Эти печи используются для нагрева диэлектрических материалов, молекулы которых поляризуются и начинают колебаться в соответствии с частотой электромагнитного поля, вызывая разогрев материала по всей массе. Количество выделяющейся теплоты пропорционально квадрату напряжения и частоте тока. Равномерный разогрев материала по всей массе является несомненным достоинством метода, однако СВЧ-печи сложны по устройству и имеют сравнительно низкий КПД.

11.2 Основные сведения о процессах охлаждения

Охлаждение - процесс понижения температуры материалов и продуктов путем отвода теплоты. Охлаждение широко используется в пищевой технологии как эффективное средство предотвращения порчи продуктов, так и как отдельный технологический процесс при производстве целого ряда продуктов.

В зависимости от диапазона температур, которые нужно обеспечить в соответствии с требованиями технологии, охлаждение условно делят на три области: область обыкновенных температур ($0 \dots +15 - 20$ °C);

область умеренно низких температур (до $-153\text{ }^{\circ}\text{C}$) и область низких и сверхнизких температур (ниже $-153\text{ }^{\circ}\text{C}$).

Для получения низких температур используются холодильные установки и оборудование, которое рассматривается в специальных курсах, а мы рассмотрим способы охлаждения до обыкновенных температур.

В пищевой технологии для охлаждения газов, паров и жидкостей до температуры $15\text{...}20\text{ }^{\circ}\text{C}$ используют воду. Охлаждение водой производится либо в рекуперативных теплообменниках (через разделяющую стенку), либо путем смешивания. При этом для охлаждения газов и паров воду разбрызгивают в них. Для охлаждения используют артезианскую воду с температурой $8\text{...}12\text{ }^{\circ}\text{C}$. С целью экономии расхода воды часто используют оборотную воду, которая охлаждается в градирнях (устройствах для охлаждения воды атмосферным воздухом).

Расход охлаждающей воды находят из уравнения теплового баланса по формуле, аналогичной той, по которой рассчитывают расход для нагревания продукта.

Для охлаждения до температур, близких к $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ применяют в качестве источника холода лёд. При охлаждении продукта лёд плавится (тает), поглощая значительное количество теплоты. Естественный лёд – дешёвый и доступный хладоноситель для многих регионов нашей страны. К достоинствам льда как источника холода относятся низкая температура таяния ($0\text{ }^{\circ}\text{C}$) и довольно высокая теплота плавления (335 кДж/кг). При этом лёд обычно используется для охлаждения в хранилищах, называемых ледниками.

Количество льда для охлаждения продукта можно рассчитать по формуле

$$m_{л} = \frac{m_n \cdot c_n (t_n - t_k)}{c_v \cdot t_k + r_{пл}}, \quad (11.4)$$

где

$m_{л}$ – масса льда, кг;

m_n – масса охлаждаемого продукта, кг;

c_n и c_v – удельная массовая теплоёмкость продукта и воды, кДж/кг·К;

t_n и t_k – начальная и конечная температура продукта, °С.

$r_{пл}$ –теплота плавления льда, °С.

При льдосоляном охлаждении для получения холода используют смесь льда с солью, которая имеет температуру таяния ниже 0 °С. Температура таяния смеси льда с солью зависит от вида соли и ее концентрации. Концентрация соли, при которой температура таяния минимальна, называется эвтектической. Температура таяния эвтектической смеси поваренной соли составляет -21,2 °С, а хлорида кальция – -55 °С. Это позволяет поддерживать температуру в охлаждаемой камере ниже 0 °С.

Холодильники с льдосоляным охлаждением оборудуются специальными решетчатыми карманами или металлическими резервуарами, в которых находится охлаждающая смесь.

Более совершенной является рассольная система льдосоляного охлаждения. В этих системах камеры для хранения продуктов охлаждаются с помощью батарей, в которых циркулирует холодный соляной раствор, который получают в генераторе холода, находящемся

вне охлаждаемого помещения. Генератор холода представляет собой бак с решеткой, на которую периодически, 1...2 раза в сутки, загружают кусковой лед. Под решеткой в нижней части бака собирается холодный рассол, который через фильтр насосом подается в батареи охлаждаемых камер. В батарее рассол нагревается на 2...3 °С и возвращается в генератор холода через оросительную систему, состоящую из одной или двух труб с отверстиями, разбрызгиваясь по всей массе льда. Охлажденный рассол стекает под решетку бака.

К особым случаям охлаждения и нагревания относятся процессы замораживания и размораживания (дефростации) продуктов.

Замораживание пищевых продуктов – это процесс полного или частичного превращения в лед содержащейся в них влаги в результате отвода теплоты и снижения температуры ниже криоскопической. ***Криоскопическая температура*** – это температура, при которой выделяются кристаллы льда из тканевых соков. Замораживание применяют для обеспечения длительного хранения продуктов. При замораживании сохраняются полезные свойства и качества продуктов, при этом сводятся к минимуму биохимические и метаболические изменения в продукте и замедляется рост и жизнедеятельность многих микроорганизмов.

Животные и растительные ткани содержат сок или тканевую жидкость, которые являются водным раствором солей белков и углеводов и представляют собой коллоидную систему. Замерзание растворов начинается при более низкой температуре, чем чистого растворителя. Точка замерзания, соответствующая температуре, при которой начинается выделение твердой фазы, снижается при увеличении концентрации раствора. Например, точка замерзания некоторых

сортов винограда с повышенным содержанием сахара и солей железа достигает -5°C . При замерзании раствора вначале вымораживается часть воды, концентрация раствора возрастает, и вследствие этого замерзание происходит при дальнейшем понижении температуры. Температура, при которой весь раствор превращается в сплошную твердую массу (эвтектику), называется *эвтектической температурой*, а соответствующая концентрация раствора – *эвтектической концентрацией*. Эвтектическая температура пищевых продуктов находится в пределах $-60\dots-65^{\circ}\text{C}$.

Размораживание – процесс обратный замораживанию. Температура продуктов при размораживании выше 0°C , при этом кристаллы льда плавятся, и ткани поглощают значительное количество влаги. При размораживании необходимо стремиться к максимальной обратимости свойств продуктов.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Назовите основные способы нагревания, используемые в перерабатывающих отраслях. 2. Назовите достоинства воды как теплоносителя. 3. Какие жидкие теплоносители используются при нагреве до температур свыше 100°C ? 4. В чем состоят преимущества насыщенного водяного пара как греющего теплоносителя? 5. В чем особенности способов нагрева «глухим» и «острым» паром? 6. Каковы основные недостатки нагревания топочными газами? 7. Приведите формулу для расхода жидкого греющего теплоносителя для нагрева продукта. 8. Приведите формулу для расхода сухого насыщенного пара для нагрева продукта глухим паром. 9. Приведите формулу для расхода сухого насыщенного пара для нагрева продукта острым паром. 10. С какой целью производят охлаждения продуктов? 11. Назовите безмашинные способы охлаждения. 12. Приведите формулу для расхода охлаждающего теплоносителя. 13. Как производят безмашинное охлаждение до температур ниже нуля? 14. Как рассчитывают расход льда для охлаждения? 15. Что такое криоскопическая температура? 16. Что такое эвтектическая температура?

12. Теплообменники

12.1. Общие сведения и классификация теплообменников

Широко распространенные в технологии переработки пищевых продуктов процессы нагрева и охлаждения осуществляются, как правило, в специальных теплообменных аппаратах, которые обычно называют теплообменниками.

По принципу действия теплообменники делятся на *рекуперативные, регенеративные* и *смесительные* (контактные).

В *рекуперативных* теплообменниках перенос теплоты от одного теплоносителя к другому происходит через разделяющую стенку.

В *регенеративных* теплообменниках холодный и горячий теплоносители поочередно поступают в теплообменный аппарат или его часть. При этом теплообменник выступает как аккумулятор теплоты, который накапливает ее, когда в нем находится горячий теплоноситель и отдает ее холодному теплоносителю, когда тот поступает в теплообменник.

В *смесительных* теплообменниках перенос теплоты от горячего теплоносителя к холодному осуществляется при их непосредственном контакте и смешивании. Примерами таких теплообменников являются смесительные конденсаторы, градирни и т. п.

Наиболее широкое распространение в перерабатывающей промышленности нашли рекуперативные теплообменники, которые классифицируют по назначению, роду теплоносителей, характеру их движения относительно теплопередающей поверхности и по организации движения теплоносителей относительно друг друга.

По роду теплоносителей различают теплообменники:

- жидкость – жидкость;
- пар – жидкость;
- газ – жидкость;
- пар – пар;
- пар – газ;
- газ – газ.

По характеру движения теплоносителей относительно теплопередающей поверхности теплообменники делят на три типа:

- с естественной циркуляцией;
- с принудительной циркуляцией;
- с движением жидкости под действием сил гравитации (смесительные конденсаторы, оросительные теплообменники).

Различают следующие основные схемы организации движения теплоносителей относительно друг друга (рис. 12.1.):

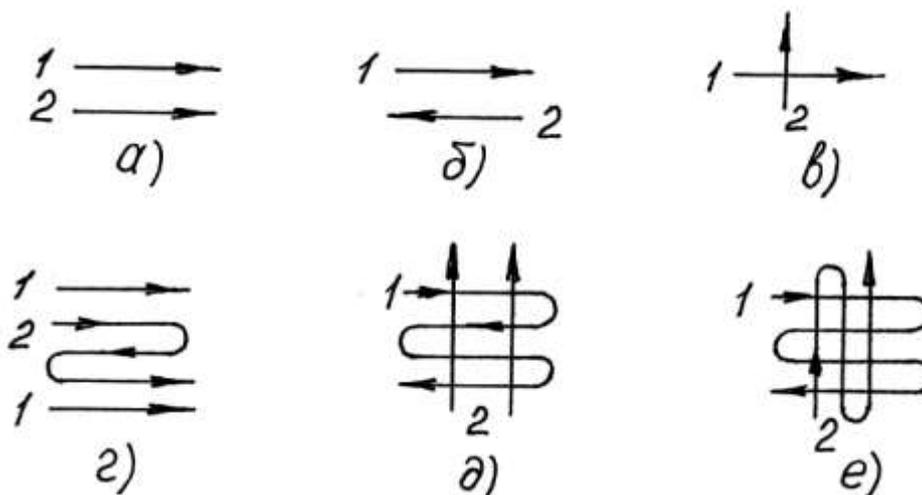


Рис. 12.1. Схемы движения теплоносителей
a – прямоток; *б* – противоток; *в* – смешанное движение; *г* – перекрест; *д,е* – сложный перекрест.

По тепловому режиму различаются теплообменники *периодического действия*, в которых наблюдается нестационарный тепловой процесс, и *непрерывного действия* с установившимся во времени процессом.

В теплообменниках периодического действия тепловой обработке подвергается определенная порция (загрузка) продукта, и под действием теплового потока непрерывно изменяются во времени свойства продукта и параметры процесса в рабочем объеме аппарата.

При непрерывном процессе параметры его также изменяются вдоль проточной части аппарата, оставаясь при этом постоянными во времени в данном сечении потока. Непрерывный процесс характеризуется постоянством теплового режима и расхода рабочих сред, протекающих через теплообменник.

12.2. Устройство рекуперативных теплообменников

Существует большое разнообразие конструкций рекуперативных теплообменников, которые по основным особенностям устройства делят на следующие виды: кожухотрубные; «труба в трубе»; змеевиковые; пластинчатые; спиральные; оросительные; аппараты с рубашкой. Особую группу составляют трубные выпарные аппараты.

Среди этих видов теплообменников в пищевых производствах наибольшее применение нашли кожухотрубные теплообменники. Кожухотрубные теплообменники в свою очередь делятся по назначению (с соответствующим обозначением):

- теплообменники.....(Т);
- охладители.....(Х);

- конденсаторы(К);
- испарители.....(И).

Кожухотрубный теплообменник (Рис.12.2.) представляет собой пучок трубок, помещенных в цилиндрическую камеру (кожух). Трубки закреплены в трубных решетках, ограничивающих камеру с обеих сторон. К трубным решеткам крепятся распределительные коробки с патрубками для подвода и отвода теплоносителя, пропускаемого внутри трубок, а кожух имеет патрубки для подвода и отвода другого теплоносителя, который течет в межтрубном пространстве. Трубки закрепляют в решетках развальцовкой, сваркой, а также при медных или латунных – пайкой.

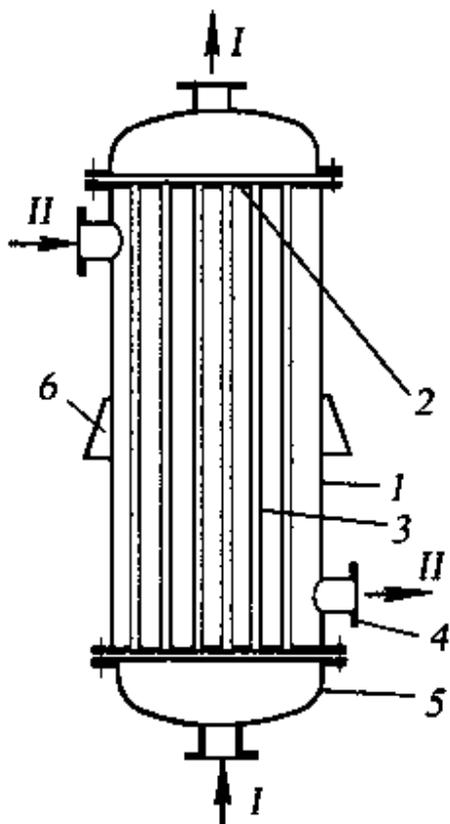


Рис. 12. 2. Схема одноходового кожухотрубного теплообменника
 1 – кожух; 2 – трубная решетка; 3 – трубы; 4 – патрубков; 5 – крышка; 6 – опорная лапа; I, II – теплоносители

Для увеличения скорости движения теплоносителей и, как следствие, интенсификации теплообмена применяют многоходовые теплообменники. Для увеличения ходов теплоносителя в многоходовых теплообменниках как трубное, так и межтрубное пространство секционируется установкой перегородок в днищах корпуса или в межтрубном пространстве (Рис. 12.3.).

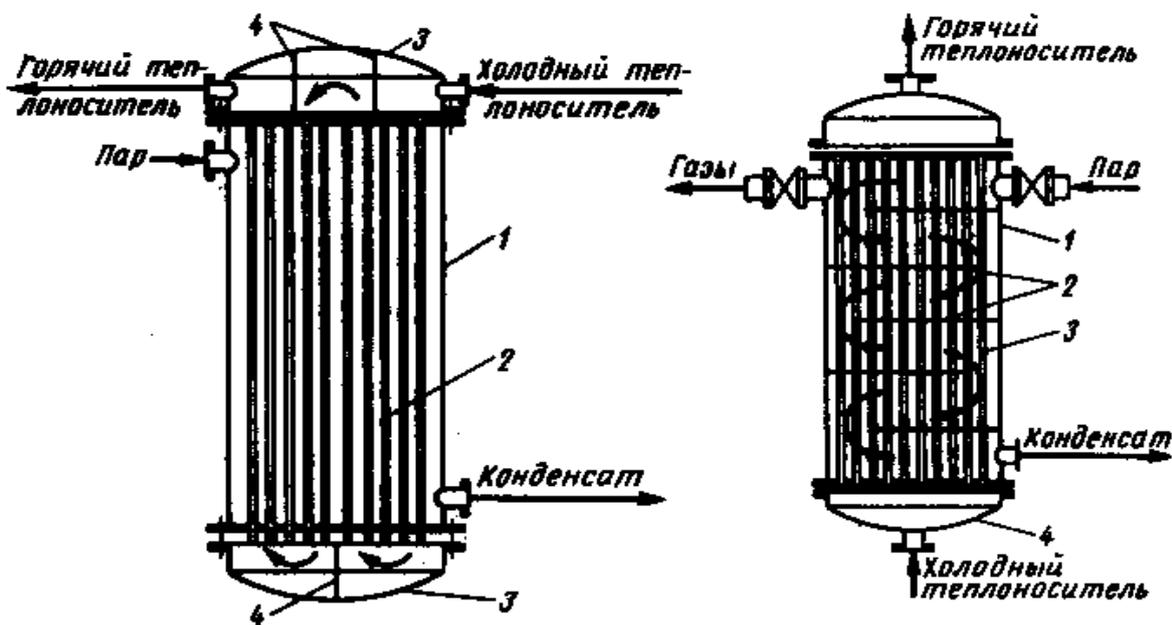


Рис. 12.3. Схемы многоходовых кожухотрубных теплообменников:

а – (по трубному пространству); б – по межтрубному пространству;

1 – кожух; 2 – греющая труба; 3 – перегородки; 4 - днище

При разности температур между трубами корпусом до $25...30\text{ }^{\circ}\text{C}$ теплообменники делают с неподвижными трубными досками без дополнительных устройств для компенсации температурных напряжений. При большей разности температур конструкция должна обеспечивать компенсацию таких напряжений. При этом в маркировке теп-

лообменника обычно способ компенсации отмечается определенной буквой. Таким образом различают теплообменники:

- с неподвижными трубными досками (без компенсации) ... (Н);
- с температурным компенсатором на кожухе(К);
- с «плавающей» головкой (подвижной трубной доской).....(П);
- с U – образными трубками(У).

На рисунке 12.4 приведены примеры теплообменников, обеспечивающих компенсацию температурных напряжений.

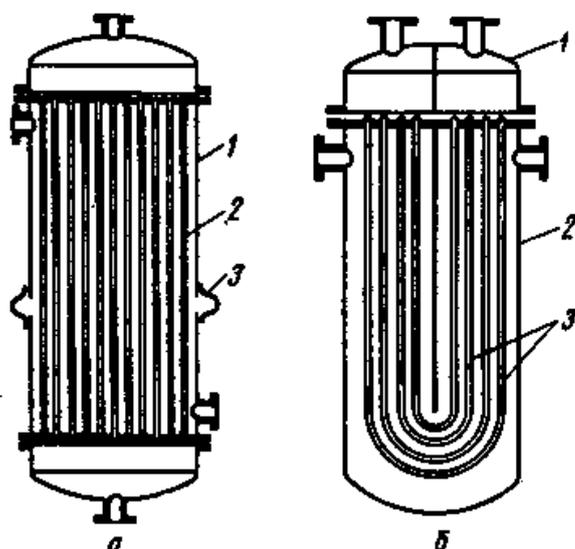


Рис. 12.4. Теплообменники с компенсацией температурных напряжений:

- а* – с линзовым компенсатором на кожухе: 1 – кожух; 2 – греющая труба; 3 – линзовый компенсатор;
- б* – с U - образными трубами: 1 – крышка; 2 – кожух; 3 – U - образные греющие трубы

В зависимости от назначения и особенностей конструкции стандартные теплообменники имеют соответствующие обозначения.

Например: ХН – охладитель с неподвижными трубными досками; ХК – охладитель с линзовым компенсатором на корпусе.

Основными достоинствами кожухотрубных теплообменников являются компактность, то есть возможность при сравнительно небольших размерах создать большую поверхность теплообмена, надежность, легкость очистки внутренней поверхности труб (за исключением теплообменников с U – образными трубками).

К недостаткам этого типа теплообменников можно отнести трудность очистки межтрубного пространства и малая доступность для осмотра и ремонта.

Теплообменники типа «труба в трубе» состоят из внутренней трубы и охватывающей ее наружной трубы большего диаметра (Рис. 12.5.). Теплоносители в них движутся навстречу друг другу, то есть противотоком. При такой организации движения теплоносителей обеспечивается большая величина усредненного по поверхности теплопередачи температурного напора и, как следствие, большая интенсивность теплообмена.

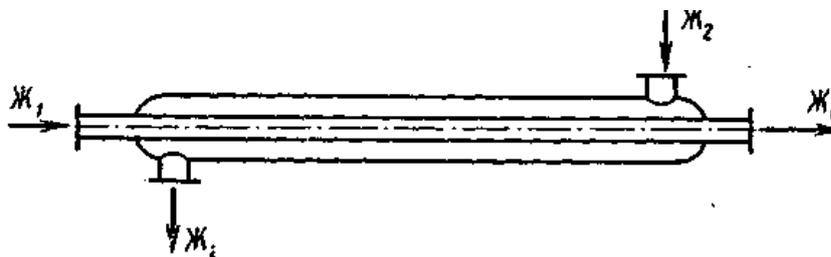


Рис. 12.5. Теплообменник «труба в трубе»

Для получения большой площади поверхности теплообменники этого типа составляются из отдельных элементов. Элементы могут быть соединены в батарею последовательно, параллельно или комби-

нировано. При этом трубы соединяют с трубами и кольцевые пространства с кольцевыми пространствами (Рис. 12.6.).

Достоинством таких теплообменников является возможность обеспечить высокую скорость теплоносителей и большие значения коэффициента теплопередачи даже при небольших расходах теплоносителей.

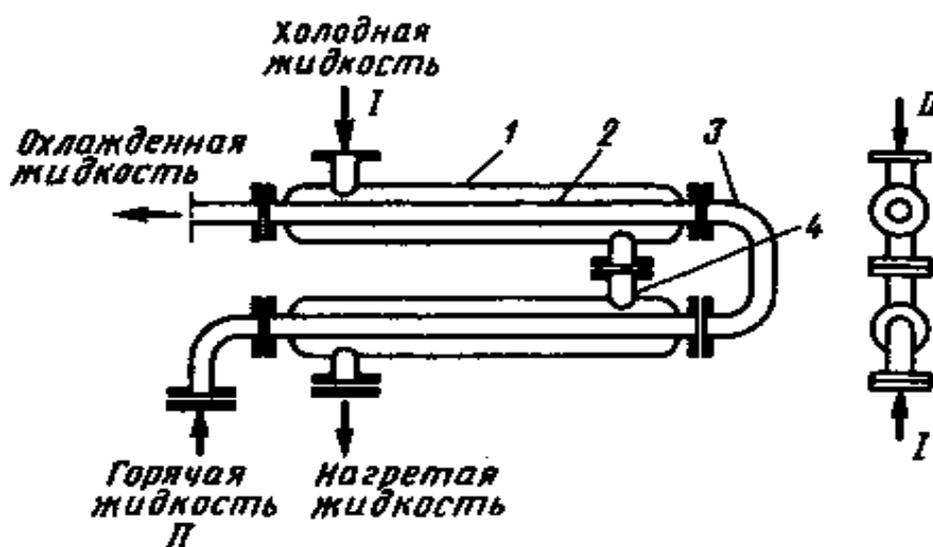


Рис. 12.6. Секционный теплообменник типа «труба в трубе»:

1 – наружная труба; 2 – внутренняя труба; 3 – колено; 4 – патрубок;

I, II – теплоносители

Несмотря на громоздкость и большой расход металла, теплообменники типа «труба в трубе» находят широкое применение, особенно при больших давлениях и дорогом теплоносителе (например, в холодильной технике).

Змеевиковые теплообменники представляют собой трубу, согнутую по винтовой линии и погруженную в аппарат с нагреваемой или

охлаждаемой средой. При большом количестве витков и большом диаметре навивки витки закрепляют на стаканах (Рис. 12.7.).

Змеевиковые теплообменники отличаются простотой устройства и допускают высокие давления теплоносителей. Недостатком теплообменников этого типа является повышенное гидравлическое сопротивление и трудность очистки змеевиков.

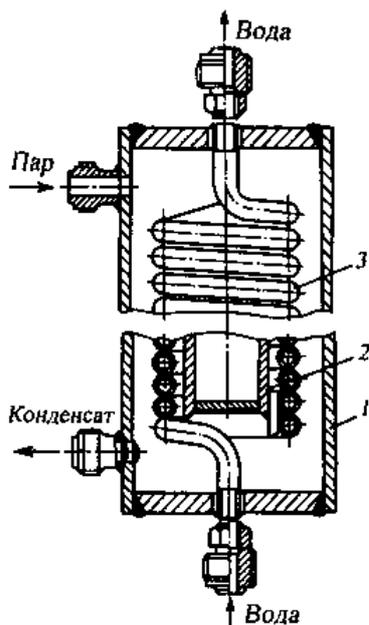


Рис. 12.7. Змеевиковый теплообменник:

1 – корпус; 2 – стакан; 3 – змеевик

Спиральные теплообменники изготавливаются из рулонной стали путем навивки так, что витки спирали образуют два канала прямоугольного сечения, по которым противотоком движутся теплоносители (Рис. 12.8.). С торцов каналы закрываются крышками, которые могут быть съемными с уплотняющими прокладками, либо завариваются наглухо.

Спиральные теплообменники имеют меньшее гидравлическое сопротивление, чем кожухотрубные, у них меньше по сравнению с теплообменниками других типов загрязняются поверхности теплообмена. Они компактны и позволяют осуществлять процесс теплопереда-

чи при высоких скоростях движения теплоносителей с высоким коэффициентом теплопередачи.

Недостатками спиральных теплообменников является сложность изготовления, ремонта и очистки.

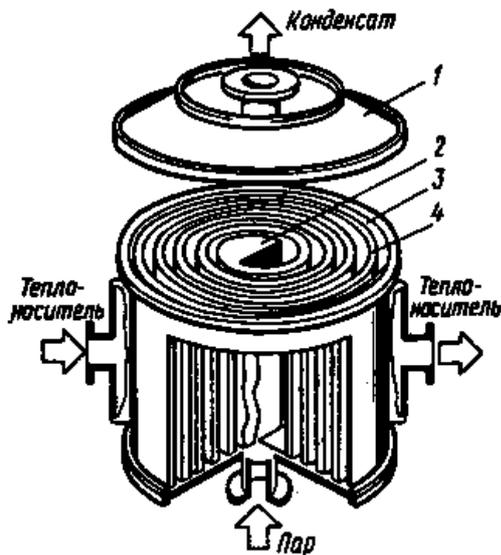


Рис. 12.8. Спиральный теплообменник:

1 – крышка; 2 – перегородка; 3, 4 – металлические листы

Спиральные теплообменники применяются в качестве поверхностных конденсаторов, а также для нагрева и охлаждения жидкостей со взвешенными частицами (бражки, растворов сахара, фруктовых соков и т.п.).

Пластинчатые теплообменники собирают из пакетов стальных штампованных пластин, между которыми образуются каналы для прохождения теплоносителей. Пакет пластин зажимается между неподвижной и подвижной плитами. Уплотнение достигается с помощью заглубленных прокладок, которые могут выдерживать высокие рабочие давления. Схема и принцип действия пластинчатого теплообменника показаны на рис.12. 9.

Пластинчатые теплообменники компактны, обладают благодаря гофрированию пластин большой поверхностью теплопередачи и позволяют на основе модульного принципа собирать аппараты с различной площадью поверхности теплопередачи.

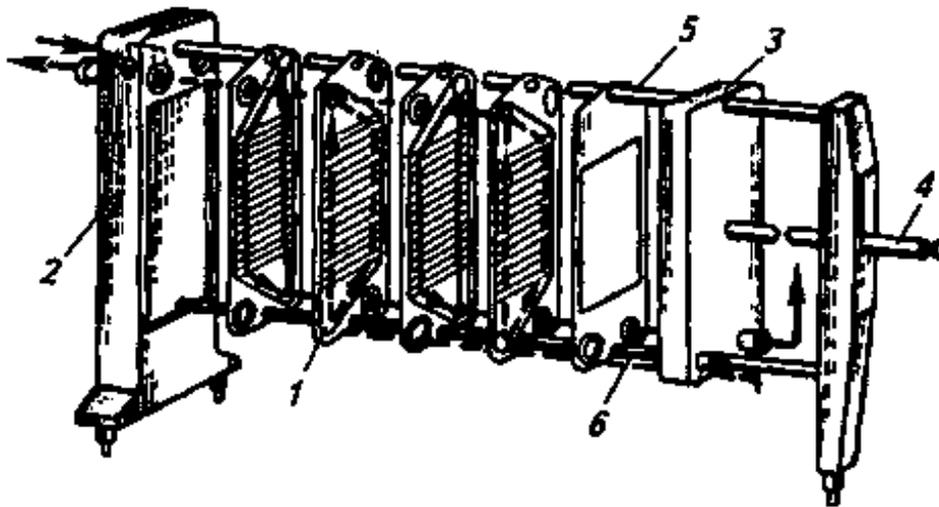


Рис. 12.9. Схема пластинчатого теплообменника:

1 – пластина; 2 – стойка с неподвижной плитой; 3 – подвижная плита; 4 – направляющая стяжная шпилька; 5,6 – верхний и нижний несущие брусья

К недостаткам этих теплообменников относится сложность изготовления и возможность забивания каналов между пластинами взвешенными в жидкости твердыми частицами.

Пластинчато-ребристые теплообменники представляют собой пакетную конструкцию, составленную из элементов, каждый из которых образован двумя гладкими пластинами с расположенным между ними гофрированным листом. Пространство между пластинами с двух сторон закрывается боковыми уплотнителями. Гофры припаиваются к плоским пластинам в местах их касания и, таким образом, в пакете об-

разуется большое количество каналов для теплоносителей. Схемы движения теплоносителей могут быть различными: прямоток, противоток или перекрестный ток (Рис. 12.10.).

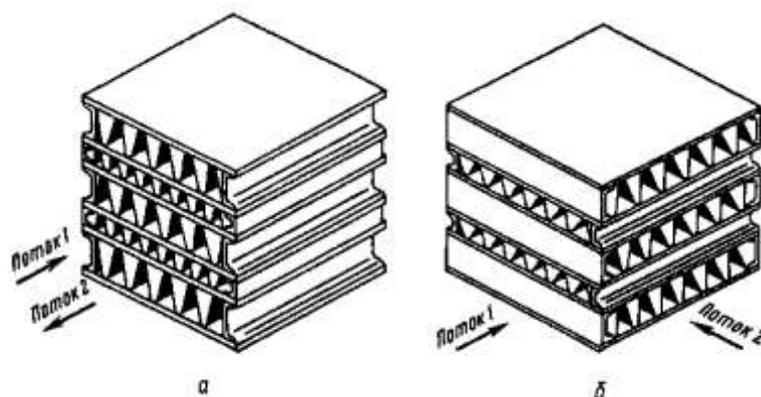


Рис. 12.10. Пакеты пластинчато-ребристых теплообменников:
а – противоточного; б – перекрестно-точного

Пластинчато-ребристые теплообменники применяются в пищевой промышленности для нагрева и охлаждения различных жидкостей, в том числе и высоковязких, в качестве конденсаторов и испарителей. Они компактны и имеют малую металлоемкость, в них можно в одном блоке одновременно обеспечить теплообмен между четырьмя и более теплоносителями.

Недостатком теплообменников этого типа является сложность изготовления.

Теплообменники с ребристыми поверхностями теплообмена применяют в случаях, когда условия теплообмена со стороны теплоносителей существенно различаются. Применение оребрения позволяет увеличить площадь поверхности теплопередачи со стороны теплоносителя с низким коэффициентом теплоотдачи. Для оребрения используют круглые или прямоугольные шайбы, которые приваривают к трубам. Оребрение может быть групповым, когда ребра в ви-

де пластин привариваются или припаиваются к пучку трубок. Примером теплообменника с таким оребрением может служить паровой калорифер для нагрева воздуха (Рис. 12. 11.).

В трубчатых теплообменниках применяются также чугунные литые трубы с продольными и поперечными ребрами.

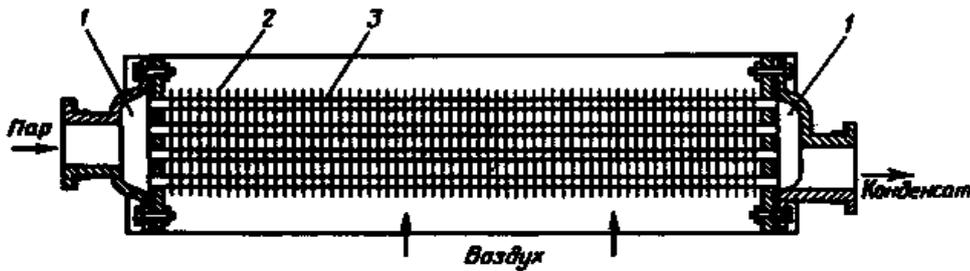


Рис. 12.11. Секция калорифера:
1 – коробка (коллектор); 2 – ребро; 3 – труба

К специальным теплообменникам можно отнести *аппараты с рубашкой* (Рис. 12.12.). Рубашка представляет собой полость, которая окружает корпус аппарата, и в которой циркулирует теплоноситель.

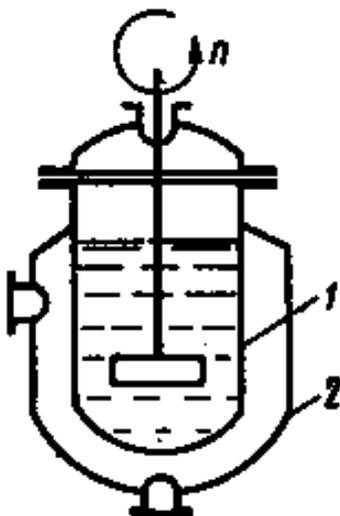


Рис. 12.12. Аппарат с рубашкой:
1 – корпус; 2 – рубашка

К аппаратам с рубашкой можно отнести аппараты, у которых вместо сплошной рубашки к корпусу приваривается опоясывающий его змее-

вик. В рубашечных теплообменниках обычно устраивают мешалки для интенсификации теплообмена со стороны обрабатываемого продукта. Эти аппараты применяются в основном для периодического нагрева или охлаждения.

Оросительные теплообменники используют для охлаждения жидкостей, газов и конденсации паров. Они состоят из нескольких расположенных одна над другой труб, соединенных коленами. На трубы сверху подается охлаждающая вода.

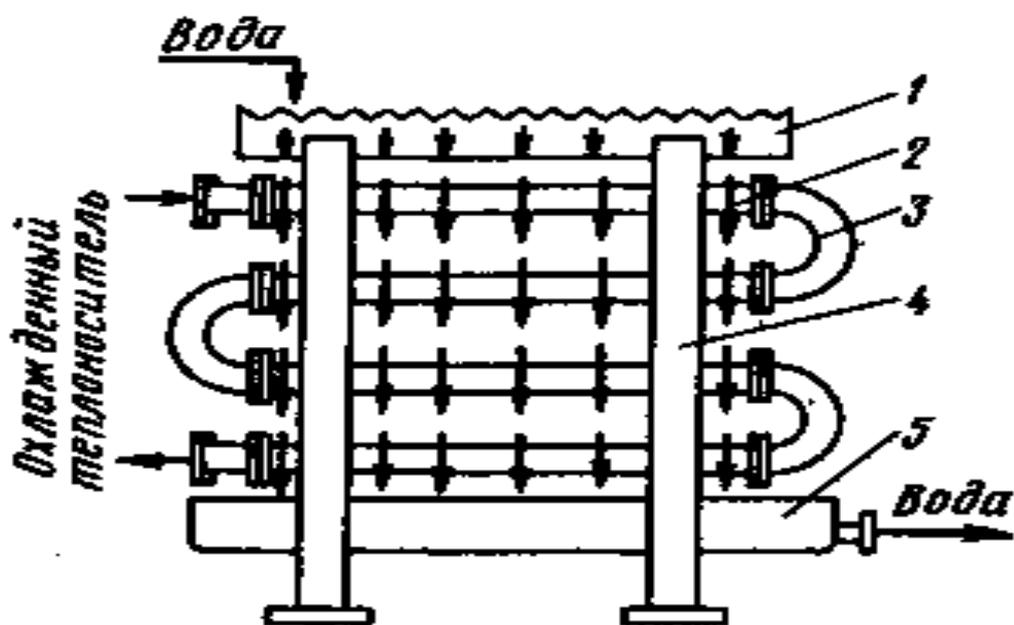


Рис. 12.13. Оросительный теплообменник:
1 – распределительный желоб; 2 – труба; 3 – колено;
4 – стойка; 5 – сборный желоб

Оросительные теплообменники просты по устройству, но громоздки и металлоемки. Обычно их устанавливают на открытом воздухе.

12.3. Подбор теплообменников

Выбор теплообменников производят с учетом назначения и свойств теплоносителей, между которыми осуществляется теплообмен. При этом необходимо, чтобы тепловая мощность теплообменника (тепловой поток, передаваемый от горячего теплоносителя холодному) соответствовала требованиям технологии.

Основным параметром рекуперативных теплообменников, от которого зависит тепловая мощность является площадь поверхности теплопередачи.

При проектировании теплообменника определение площади поверхности теплообмена для заданной тепловой мощности теплообменника определяется тепловым расчетом. При проверочных расчетах обычно для заданных конструктивных параметров теплообменника определяется тепловой поток, передаваемый через поверхность теплообмена, или температуры теплоносителей на выходе из теплообменника.

Тепловой расчет теплообменника ведут с использованием уравнения теплового баланса и основного уравнения теплопередачи. Уравнение теплового баланса имеет вид

$$Q_1 = Q_2 + Q_{ном} , \quad (12.1)$$

где

Q_1 – тепловой поток, отдаваемый горячим теплоносителем, $кВт$;

Q_2 – тепловой поток, воспринимаемый холодным теплоносителем, $кВт$;

$Q_{ном}$ – потери теплоты в окружающую среду в единицу времени, $кВт$.

Учитывая, что величина тепловых потерь мала по сравнению с тепловым потоком, передаваемым через поверхность теплообмена между теплоносителями, часто уравнение теплового баланса используют в виде

$$Q = Q_1 = Q_2 . \quad (12.2)$$

Здесь величину Q можно считать тепловой мощностью теплообменника.

Как правило, процесс теплообмена в теплообменнике осуществляется при постоянном давлении. В этом случае количество теплоты, отданное или полученное теплоносителем, может быть найдено по разности энтальпий теплоносителей на входе и выходе из теплообменника и уравнение теплового баланса может быть записано следующим образом:

$$Q = m_1 (i_1' - i_1'') = m_2 (i_2'' - i_2'), \quad (12.3)$$

где m_1 и m_2 – массовый расход через теплообменник, соответственно, горячего и холодного теплоносителя, $кг/с$;

i_1' и i_1'' – удельная энтальпия горячего теплоносителя, соответственно, на входе и выходе из теплообменника, $кДж/кг$;

i_2' и i_2'' – удельная энтальпия холодного теплоносителя, соответственно, на входе и выходе из теплообменника, $кДж/кг$.

При отсутствии фазовых превращений теплоносителей в теплообменнике уравнение теплового баланса можно записать в виде

$$Q = m_1 c_{p1} (t_1' - t_1'') = m_2 c_{p2} (t_2'' - t_2'), \quad (12.4)$$

где

c_{p1} и c_{p2} – удельная массовая изобарная теплоемкость, соответственно, горячего и холодного теплоносителя, $кДж/кг К$;

t_1' и t_1'' – температура горячего теплоносителя, соответственно, на входе и выходе из теплообменника, $^{\circ}\text{C}$;

t_2' и t_2'' – температура холодного теплоносителя, соответственно, на входе и выходе из теплообменника, $^{\circ}\text{C}$.

Уравнение теплового баланса обычно используется для определения тепловой мощности теплообменника, либо расхода одного из теплоносителей, либо перепада температур.

Основное уравнение теплопередачи

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \cdot 10^{-3} \quad (12.5)$$

обычно используют для расчета площади теплопередачи.

Здесь Q – тепловой поток, передаваемый через поверхность теплообмена (тепловая мощность теплообменника), кВт ;

K – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт} / \text{м}^2 \text{К}$;

F – площадь поверхности теплообмена, м^2 ;

Δt_{cp} – средний температурный напор (усредненная по поверхности теплообменника разность температур горячего и холодного теплоносителя), $^{\circ}\text{C}$.

Площадь поверхности теплопередачи из уравнения теплопередачи рассчитывается по формуле

$$F = \frac{Q \cdot 10^3}{K \cdot \Delta t_{cp}} \quad (12.6)$$

Для простейших схем движения – прямотока и противотока расчетный температурный напор определяется как среднелогарифмический

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{m}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{m}}}, \quad (12.7)$$

где Δt_{δ} и Δt_{m} – большее и меньшее значение температурного напора на входе и выходе из теплообменника.

При незначительной разнице Δt_{δ} и Δt_{m} ($\Delta t_{\delta}/\Delta t_{m} \leq 1,7$) расчетный температурный напор можно определять как среднеарифметический

$$\Delta t_{cp} = 0,5(\Delta t_{\delta} + \Delta t_{m}). \quad (12.8)$$

Характер изменения температуры теплоносителей вдоль поверхности теплообмена зависит от схемы движения теплоносителей, соотношения теплоемкостей массовых расходов теплоносителей и наличия фазовых превращений теплоносителей в процессе теплообмена (см. рисунки 12.14., 12.15.).

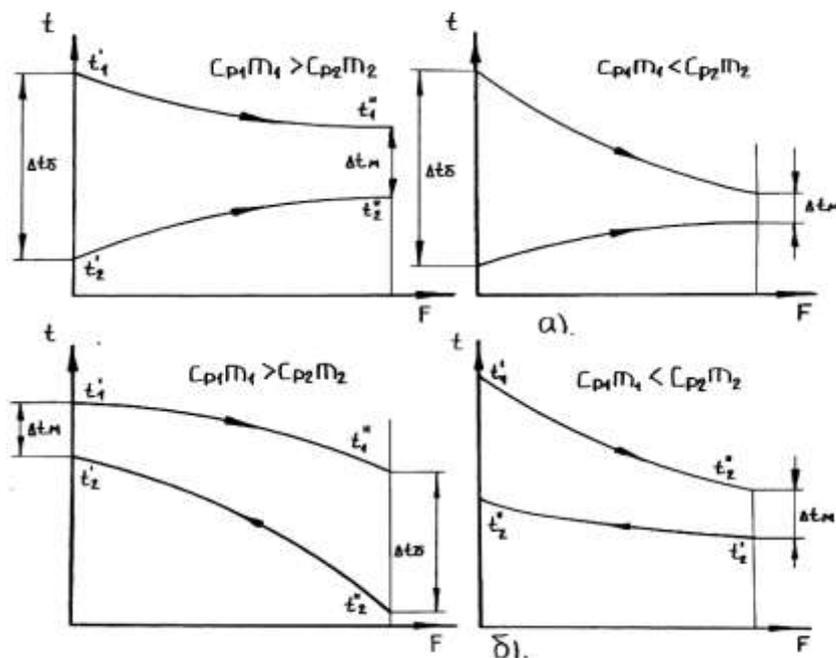


Рис. 12.14. Изменение температуры теплоносителей по поверхности теплообмена при отсутствии фазовых превращений теплоносителей

а) – прямоток; б) – противоток

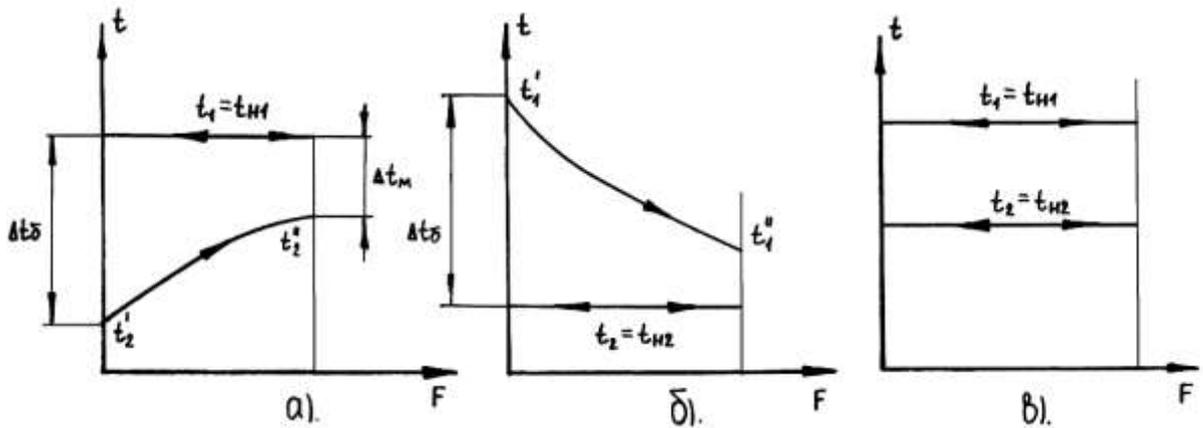


Рис. 12.15. Изменение температуры теплоносителей по поверхности теплообмена при фазовых превращениях теплоносителей

а) – при конденсации горячего теплоносителя; б) – при испарении холодного теплоносителя; в) – при фазовых превращениях обоих теплоносителей

При сложных схемах движения теплоносителей средний температурный напор определяют, умножая температурный напор, рассчитанный для противотока, на поправочный коэффициент, который находят по номограммам, приводимым в специальной литературе, с учетом схемы движения теплоносителей и перепадов их температур.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что такое теплообменник? 2. Назовите виды теплообменников по принципу действия. 3. Что собой представляет рекуперативный теплообменник? 4. Что собой представляет регенеративный теплообменник? 5. Что собой представляет смешительный теплообменник? 6. Перечислите основные виды рекуперативных теплообменников в зависимости от основных конструктивных признаков. 7. На какие три типа делят теплообменники по характеру движения теплоносителей относительно теплопередающей поверхности? 8. Назовите основные схемы организации движения теплоносителей относительно друг друга в рекуперативных теплообменниках. 9. Какая схема движения теплоносителей «прямоток» или «противоток» предпочтительней и почему? 10. Каким спосо-

бом обеспечивают увеличение скорости движения теплоносителей в кожухотрубных теплообменниках? 11. Назовите основные способы компенсации температурных напряжений в кожухотрубных теплообменниках. 12. Приведите уравнение теплового баланса теплообменника при отсутствии фазовых превращений теплоносителей. 13. Приведите уравнение теплового баланса теплообменника при наличии фазовых превращений теплоносителей. 14. Приведите основное уравнение теплопередачи для рекуперативного теплообменника. 15. Что такое расчетный температурный напор, и как он рассчитывается при «прямотоке» и «противотоке»? 16. Как рассчитывается коэффициент теплопередачи при плоской разделяющей стенке?

13. Конденсация

13.1. Основные сведения о конденсации

Конденсация – процесс перехода вещества из парообразного (газообразного) состояния в жидкое путем отвода от него теплоты.

Конденсация осуществляется в специальных теплообменниках – конденсаторах. Теплота в них отводится охлаждающей теплотой или воздухом. Конденсация широко применяется в пищевой технологии для ожижения различных веществ, например, при получении этилового спирта, а также в выпарных и сушильных установках, работающих под вакуумом.

Существуют два вида конденсации:

- поверхностная конденсация, при которой конденсирующиеся пары и охлаждающий теплоноситель (агент) разделены стенкой;
- конденсация смешением, когда конденсирующие пары непосредственно соприкасаются с охлаждающим агентом.

Поверхностная конденсация осуществляется в рекуперативных теплообменниках, называемых поверхностными конденсаторами. Расчет поверхностной конденсации заключается, главным образом, в определении расхода охлаждающей воды и площади поверхности теплообмена конденсатора. Расчет ведется с использованием уравнений теплового баланса и уравнения теплопередачи. Из уравнения теплового баланса расход охлаждающей воды рассчитывается по формуле

$$G_{\text{в}} = \frac{G_{\text{г}}(i - c_{\text{к}} \cdot t_{\text{к}}) - Q_{\text{н}}}{c_{\text{в}}(t_{\text{вк}} - t_{\text{вн}})}, \quad (13.1)$$

где G_g – часовой расход охлаждающей воды, кг/ч;

G_n – расход конденсируемого пара, кг/ч;

i – энтальпия пара, поступающего в конденсатор, кДж/кг;

c_k – удельная массовая теплоемкость конденсата, кДж/кг·К;

t_k – температура конденсата на выходе из конденсатора, °С;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч;

c_g – удельная массовая теплоемкость воды, кДж/кг·К;

$t_{вк}$ и $t_{вн}$ – конечная и начальная температура охлаждающей воды, °С.

При конденсации перегретого пара в поверхностном конденсаторе можно выделить три зоны:

I – зона охлаждения перегретого пара до температуры насыщения;

II – зона собственно конденсации;

III – зона охлаждения конденсата.

Конденсацию смешением используют для конденсации паров жидкостей, не растворимых в воде или паров, являющихся неиспользуемым отходом того или иного производства. В этих случаях конденсация паров осуществляется путем непосредственного смешения с водой.

Расход охлаждающей воды при конденсации смешением определяют из уравнения теплового баланса, в который обычно не включают потери теплоты в окружающую среду. В этом случае часовой расход воды может быть найден по формуле

$$G_g = \frac{G_n(i - c_k \cdot t_{вк})}{c_g(t_{вк} - t_{вн})}, \quad (13.2)$$

где G_g – часовой расход охлаждающей воды, кг/ч;

G_n – расход конденсируемого пара, кг/ч;

i – энтальпия пара, поступающего в конденсатор, кДж/кг;

c_k – удельная массовая теплоемкость конденсата, кДж/кг·К;

c_v – удельная массовая теплоемкость воды, кДж/кг·К;

$t_{вк}$ и $t_{вн}$ – конечная и начальная температура охлаждающей воды, °С.

При этом предполагается, что температура конденсата на выходе имеет такое же значение, как и охлаждающая вода.

13.2. Устройство конденсаторов

Конденсаторы по существу представляют собой теплообменники, предназначенные для осуществления процесса конденсации. Поверхностная конденсация осуществляется в поверхностных конденсаторах, являющихся рекуперативными теплообменниками, устройство которых рассматривалось в разделе 12. Для конденсации смешением используют конденсаторы смешения, которые делят на мокрые и сухие.

В мокрых конденсаторах смешения охлаждающую воду, конденсат и неконденсирующиеся газы (например, воздух) выводят из нижней части конденсатора с помощью мокровоздушного насоса (рис. 13.1.).

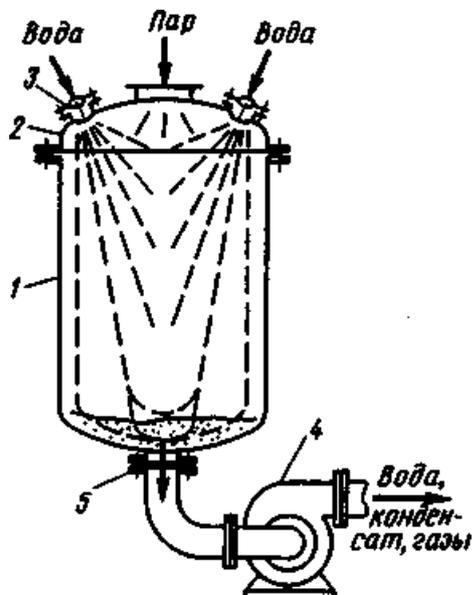


Рис. 13.1. Мокрый конденсатор смешения

1 – корпус; 2 – крышка; 3 - распыливающая форсунка; 4 - мокровоздушный насос; 5 - штуцер

По конструктивным признакам смесительные конденсаторы разделяют на полочные, насадочные, полые с распыливанием охлаждающей жидкости и струйные.

Примером сухого противоточного конденсатора смешения является барометрический конденсатор. Цилиндрический корпус такого конденсатора разделен на секции сегментными или кольцевыми перфорированными полками, на которые подается сверху охлаждающая вода. Пар подается через нижний патрубок, и таким образом обеспечивается его взаимодействие со стекающей тонкими струями охлаждающей водой в противоточном режиме.

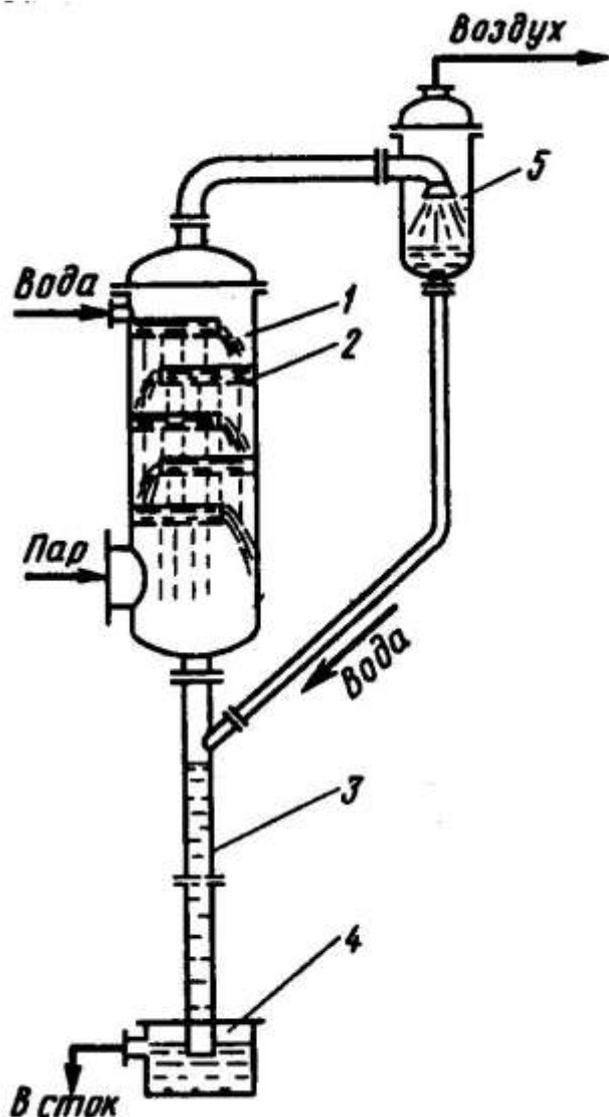


Рис. 13.2. Сухой барометрический конденсатор:

1 – корпус; 2 – тарелка; 3 - барометрическая труба; 4 - колодец; 5 - ловушка

13.3. Расчет конденсаторов

При расчете поверхностных конденсаторов кроме расхода охлаждающей воды одной из основных задач является определение площади поверхности теплообмена. Как отмечалось выше, в общем случае в поверхностном конденсаторе можно выделить три зоны: зону охлаждения перегретого пара до температуры насыщения, зону собственно конденсации и зону охлаждения конденсата.

Расчет такого конденсатора ведут по зонам по методике расчета рекуперативных теплообменников с использованием уравнений теплового баланса и уравнения теплопередачи. В результате расчета

определяют промежуточные значения температуры на границах зон, а также площадь поверхности теплообмена каждой зоны

$$F_i = \frac{Q_i \cdot 10^3}{K_i \cdot \Delta t_{pi}} , \quad (13.3)$$

где

F_i – площадь поверхности теплообмена i - ой зоны, m^2 ;

Q_i – тепловой поток для соответствующей зоны конденсатора, kBm ;

K_i – коэффициент теплопередачи для соответствующей зоны, $Bm/m^2 \cdot K$;

Δt_{pi} – средний температурный напор для соответствующей зоны, $^{\circ}C$;

Рабочий объем смесительных конденсаторов зависит от расхода пара и способа обеспечения контакта жидкой и паровой фаз.

При расчете барометрического конденсатора определяют размеры корпуса и барометрической трубы. Диаметр корпуса определяют из условия обеспечения рекомендуемой скорости пара, отнесенной ко всему сечению аппарата по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4G_{\Pi}}{\pi \rho_{\Pi} \omega_{\Pi}}} , \quad (13.4)$$

где

D – диаметр корпуса, м;

G_{Π} – расход пара, кг/с ;

ρ_{Π} – плотность пара, $кг/м^3$;

ω_{Π} – скорость пара, м/с .

Обычно абсолютное давление в барометрическом конденсаторе составляет 0,01...0,02 МПа, и рекомендуемое значение скорости пара $\omega_{\text{п}} = 10...15$ м/с.

При расчете барометрической трубы определяют ее диаметр и высоту. Высота барометрической трубы, определяемая от нижнего края корпуса аппарата до уровня жидкости в гидравлическом затворе, рассчитывается по формуле

$$H = h_{\text{в}} + h_{\text{д}} + 0,5, \quad (13.5)$$

где

$h_{\text{в}}$ – высота столба жидкости, уравнивающая разность атмосферного давления и давления в конденсаторе, м;

$h_{\text{д}}$ – высота столба жидкости, для создания напора, обеспечивающего вытекание жидкости из трубы, м;

0,5 – запас высоты трубы на случай колебания атмосферного давления.

Величина $h_{\text{в}}$ находится по выражению

$$h_{\text{в}} = 1,02 \cdot 10^{-4} p_{\text{вак}}, \quad (13.6)$$

где $p_{\text{вак}}$ – величина разряжения в конденсаторе, Па. ($p_{\text{вак}} = 0,08 \dots 0,09$ МПа).

Величина напора $h_{\text{д}}$ определяется из условия преодоления гидравлического сопротивления жидкости, вытекающей по трубе

$$h_{\text{д}} = \frac{\omega^2}{2g} \left(2,5 + \lambda \frac{H}{d} \right), \quad (13.7)$$

где

ω – скорость движения жидкости по трубе, м/с;

g – ускорение силы тяжести, м/с²;

λ – коэффициент гидравлического сопротивления;

d – диаметр трубы, м.

Значение скорости принимают в предел 0,5...1,0 м/с, а в первом приближении можно положить $H = h_v$.

Диаметр барометрической трубы определяют из уравнения расхода отводимой из конденсатора воды

$$d = \sqrt{\frac{4(G_g + G_n)}{\pi \cdot \rho \cdot \omega}}, \quad (13.8)$$

где

G_g – диаметр корпуса, м;

G_n – расход пара, кг/с ;

ρ – плотность воды, кг/м³ ;

ω – скорость движения воды, м/с .

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что собой представляет конденсация? 2. При каких условиях происходит конденсация паров? 3. Назовите два способа конденсации. Укажите, в чем состоит их различие? 4. От чего зависит температура в процессе конденсации? 5. Назовите основные типы конденсаторов смешения? 6. Чем отличаются мокрые и сухие конденсаторы? 7. Назовите три зоны поверхностного конденсатора при конденсации перегретого пара. 8. Как осуществляется расчет поверхностного конденсатора? 9. Как определяется расход охлаждающей воды при поверхностной конденсации? 10. Как определяется расход охлаждающей воды при конденсации смешением? 11. В чем состоит особенность устройства барометрических конденсаторов? 12. К какому типу относится барометрический конденса-

тор? 13. Как рассчитывается диаметр корпуса барометрического конденсатора? 14. Как рассчитывается диаметр барометрической трубы конденсатора? 15. Из какого условия рассчитывается высота барометрической трубы конденсатора?

14. Выпаривание

14.1. Основные сведения о процессе выпаривания

Выпаривание – процесс концентрирования растворов твёрдых нелетучих или малолетучих веществ путём испарения растворителя и отвода образовавшихся паров (вторичный пар).

Обычно выпаривание производят при кипении растворов. В пищевой технологии, как правило, выпаривают водные растворы. В качестве греющего теплоносителя чаще всего используется водяной пар (первичный пар).

Процесс выпаривания широко применяют в сахарном и консервном производствах, при концентрировании соков, молока и др.

Выпаривание проводят в выпарных аппаратах периодического и непрерывного действия.

Выпаривание может производиться под вакуумом, при атмосферном давлении и при избыточном давлении.

При выпаривании под избыточным давлением вторичный пар может использоваться в различных технологических целях (утилизироваться). Но в пищевой технологии применение этого метода выпаривания ограничено свойствами раствора и температурой теплоносителя, и он может применяться лишь для термически стойких веществ.

При выпаривании при атмосферном давлении образующийся вторичный пар сбрасывается в атмосферу. Такой способ выпаривания является наиболее простым, но наименее экономичным.

Наиболее выгодным с точки зрения энергозатрат является выпаривание под вакуумом. Применение вакуума позволяет использовать в многокорпусных установках вторичный пар в качестве греющего теплоносителя, что снижает расход первичного греющего пара. При выпаривании под вакуумом снижается температура кипения раствора, вследствие чего увеличивается движущая сила теплопередачи и создается возможность уменьшить площадь поверхности греющих камер выпарных аппаратов. Кроме того, снижение температуры кипения важно при концентрировании растворов веществ, склонных к разложению при повышенных температурах. Выпаривание под вакуумом дает возможность использовать также греющий пар с более низкими температурой и давлением.

Существуют следующие способы выпаривания:

- однократное выпаривание;
- многократное выпаривание;
- выпаривание с использованием теплового насоса.

Однократное (простое) выпаривание осуществляется в одном выпарном аппарате периодического либо непрерывного действия.

Многократное выпаривание осуществляют в ряде последовательно установленных выпарных аппаратов. При этом в каждом последующем выпарном аппарате в качестве греющего пара используется вторичный пар, образующийся в предыдущем выпарном аппарате.

Выпаривание с использованием теплового насоса основано на использовании вторичного пара в качестве греющего в одном и том же аппарате. При этом температура вторичного пара повышается путём сжатия его в турбокомпрессоре или паровом инжекторе.

При выпаривании изменяется концентрация раствора и его теплофизические свойства (теплоёмкость, температура кипения, вязкость и т. п.), что оказывает влияние на протекание процесса.

Концентрацию раствора x обычно выражают массовой долей растворённого вещества в растворе:

$$x = \frac{m_{\text{сух}}}{m_{\text{сух}} + m_p} \quad (14.1)$$

или

$$x = \frac{m_{\text{сух}}}{m_{\text{сух}} + m_p} 100\% \quad , \quad (14.1a)$$

где

$m_{\text{сух}}$ - масса сухого растворённого вещества, кг;

m_p - масса растворителя в растворе, кг.

Раствор с предельным для данной температуры содержанием растворённого вещества (концентрацией) называется насыщенным. Упавшие до предельной концентрации растворы, в которых часть растворённого вещества может кристаллизоваться называют ульфелями.

Особенностью растворов является то, что температура их кипения выше, чем у чистого растворителя. Это связано с тем, что молекулы растворённого вещества понижают давление паров растворителя над раствором.

Разность температур кипения раствора и чистого растворителя носит название температурной депрессии.

$$\Delta_t = t_{нр} - t_n , \quad (14.2)$$

где $t_{нр}$ – температура кипения раствора;

t_n – температура кипения растворителя.

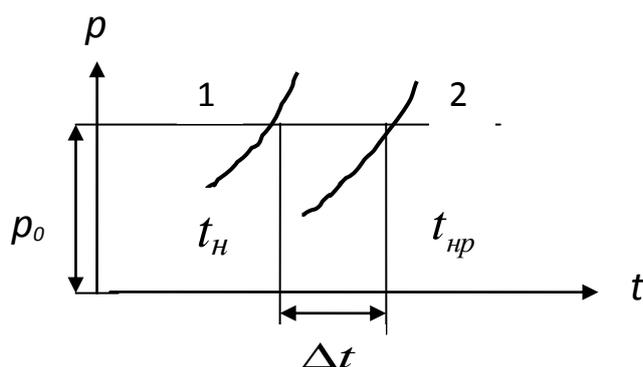


Рис. 14.1. К определению температурной депрессии:

1 – давление насыщенного пара чистого растворителя; 2 – давление насыщенного пара над раствором; p_o – внешнее давление

Температурная депрессия зависит от свойств растворённого вещества и растворителя и повышается увеличением концентрации и давления и определяется опытным путём. Если известна температурная депрессия при атмосферном давлении, то температурная депрессия при любом другом давлении может быть определена по приближенной формуле Тищенко

$$\Delta_t = 16,2 \cdot T_n^2 \frac{\Delta_t^0}{r}, \quad (14.3)$$

где

T_n – термодинамическая температура кипения воды при данном давлении, K ;

r – теплота парообразования воды при данном давлении, $Дж/кг$.

При растворении температура может либо повышаться, либо понижаться, что зависит от интегральной теплоты растворения. Последняя представляет собой алгебраическую сумму теплоты плавления (разрушения кристаллической решётки) и теплоты химического взаимодействия.

То есть, интегральной теплотой растворения q_p называют количество теплоты, поглощаемое или выделяемое при растворении в большом количестве растворителя 1 кг твёрдого вещества.

При изменении концентрации раствора возникает тепловой эффект

$$\Delta q_p = q_{p2} - q_{p1}$$

где q_{p1} и q_{p2} - интегральная теплота растворения раствора с концентрацией x_1 и x_2 .

При выпаривании пищевых продуктов тепловой эффект незначителен и обычно не учитывается при расчёте выпарных аппаратов.

Вторичный пар в выпарной установке, отбираемый на технологические нужды на сторону, называют экстрапаром. Использование экстрапара, характерное для многокорпусных выпарных установок, способствует экономии тепловых ресурсов.

14.2. Устройство выпарных установок и аппаратов

Однократное выпаривание проводят в однокорпусных установках периодического или непрерывного действия. Схема такой установки приведена на рис. 14.2.

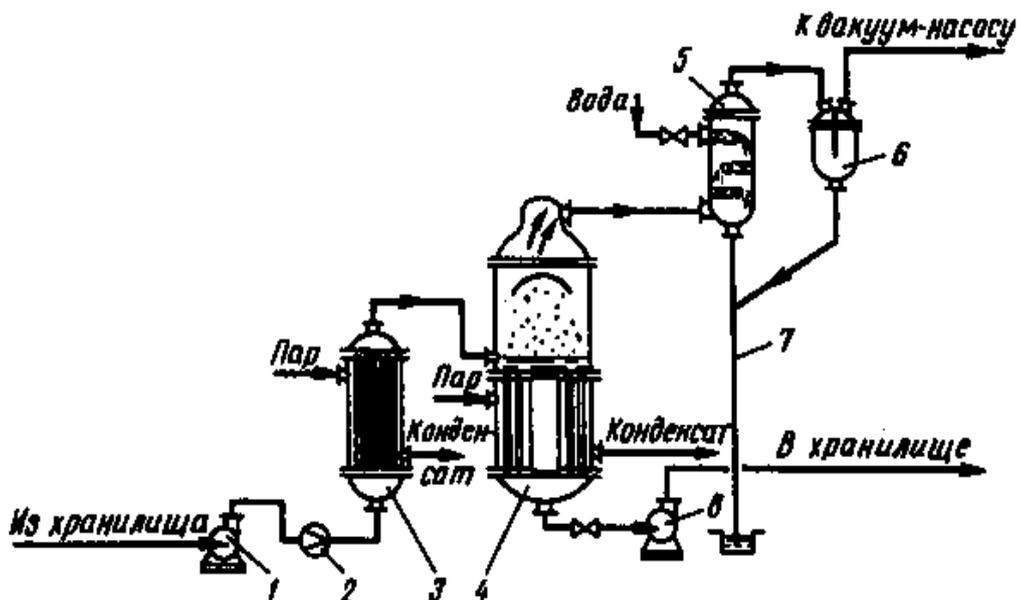


Рис. 14.2. Установка однократного выпаривания непрерывного действия:

1,8 – насосы; 2 – расходомер; 3 – теплообменник; 4 – выпарной аппарат; 5 – барометрический конденсатор; 6 – ловушка; 7 – барометрическая труба

Однокорпусные выпарные установки применяют лишь в производствах малой мощности. Основными элементами такой установки являются выпарной аппарат, подогреватель, барометрический конденсатор и насосы. При работе исходный раствор насосом подается в теплообменник 3, где подогревается до температуры кипения и поступает в выпарной аппарат 4. Образующий при выпаривании вторичный пар не используется, а конденсируется в конденсаторе, где поддерживается вакуум с помощью вакуум-насоса, отсасывающего неконденсирующиеся газы.

В многотоннажном производстве чаще применяется многократное выпаривание. Установки для такого выпаривания имеют несколько выпарных аппаратов, включенных последовательно, и называются многокорпусными. В таких установках вторичный пар, получаемый в выпарном аппарате, может использоваться в качестве греющего в последующем аппарате. Условием для этого является то, чтобы давление в каждом последующем корпусе снижалось по сравнению с предыдущим так, что температура вторичного пара, поступающего в корпус, была выше температуры кипения в этом корпусе.

Применение многокорпусных установок может существенно снизить расход первичного пара. Так, если удельный расход греющего насыщенного пара для однокорпусной установки составляет 1,1...1,2 кг пара на кг выпаренной воды, то для двухкорпусной установки –

около 0,55, для трехкорпусной – около 0,4, а для четырехкорпусной – около 0,3 кг пара на кг выпаренной воды. При увеличении числа корпусов установки наряду с экономией греющего пара происходит рост капитальных вложений и амортизационных расходов, поэтому выбор числа корпусов производят на основании технико-экономических расчетов.

Многокорпусные выпарные установки делятся по взаимному направлению движения греющего пара и выпариваемого раствора на прямоточные, противоточные и комбинированные. Схема прямоточной трехкорпусной установки показана на рис. 14.3.

Преимуществом прямоточных установок является то, что раствор в них движется самотеком из корпуса в корпус, поскольку давление в корпусах по ходу раствора уменьшается. Однако средняя движущая сила и интенсивность теплопередачи в таких установках меньше, чем в противоточных.

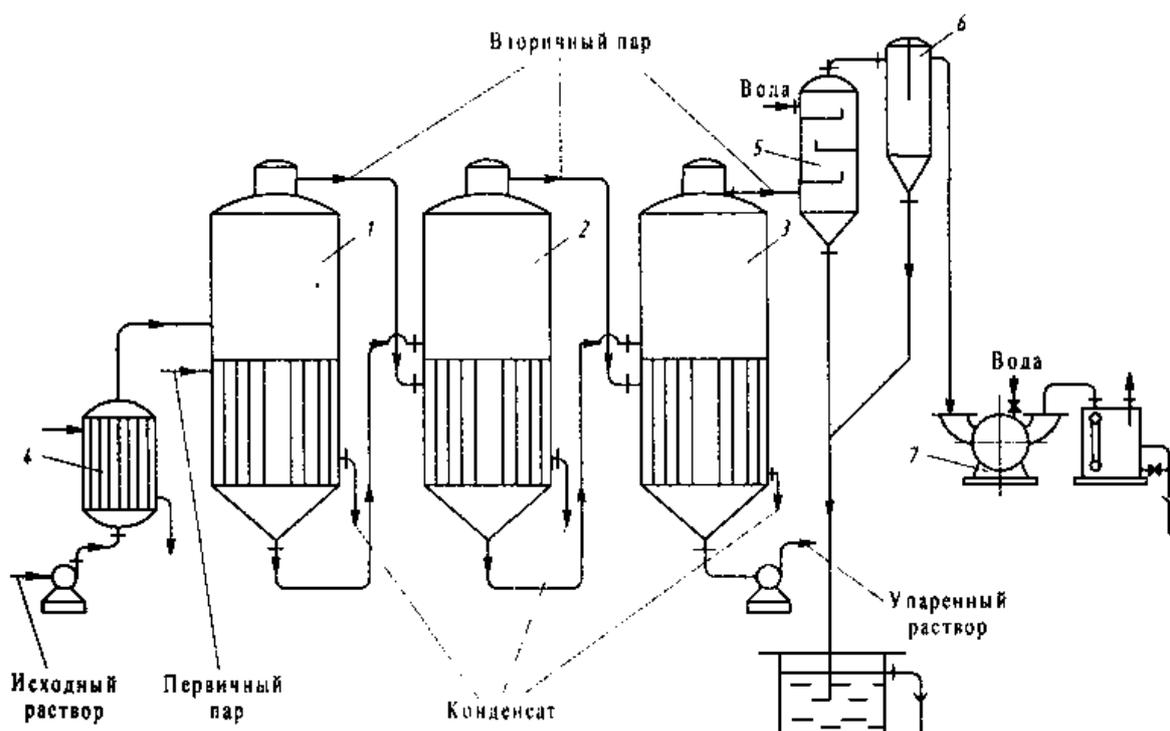


Рис.14.3. Схема трехкорпусной прямоточной установки:

1,2,3 – выпарные аппараты (корпуса); 4 – подогреватель;
5 – барометрический конденсатор; 6 – ловушка; 7 – вакуум-насос

Использовать вторичный пар в качестве греющего в одном и том же аппарате позволяют установки с тепловым насосом. В таких установках (рис. 14.4) термический потенциал вторичного пара повышается путем сжатия его в турбокомпрессорах, либо в струйных компрессорах (инжекторах). Последние получили более широкое распространение вследствие компактности, простоты устройства и надежности, несмотря на их невысокий КПД.

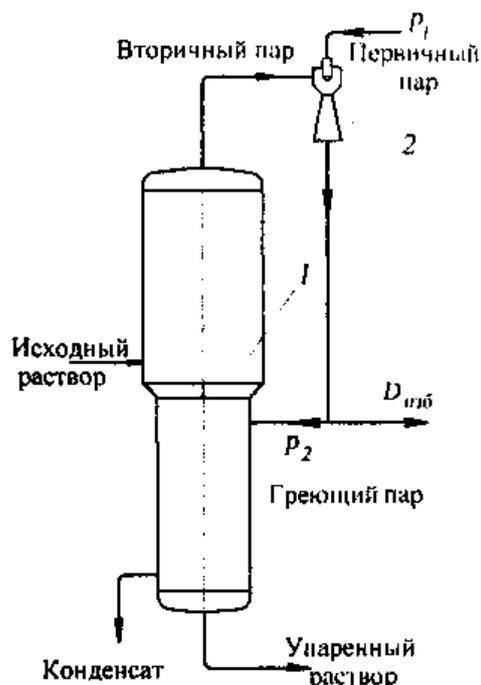


Рис. 14.4. Схема однокорпусной выпарной установки с тепловым насосом:

1 – выпарной аппарат; 2 – струйный компрессор (инжектор)

Конструкция выпарных аппаратов довольно разнообразна, и они классифицируются по разным признакам:

- **по организации процесса** различают периодически и непрерывно действующие аппараты;
- **по типу поверхности нагрева** – с паровыми рубашками, змеевиковые, с трубчатой поверхностью нагрева;
- **по расположению поверхности нагрева** – вертикальные, горизонтальные, наклонные;
- **по компоновке поверхности нагрева** – с внутренним размещением греющей камеры, с выносными греющими камерами;
- **по роду теплоносителя** – с паровым обогревом, с газовым обогревом, с обогревом жидкими теплоносителями, с электрообогревом;
- **по кратности циркуляции раствора** – с однократной и многократной циркуляцией;
- **по виду циркуляции** – с естественной и принудительной циркуляцией.

Для выпаривания растворов невысокой вязкости, не склонных к кристаллизации, довольно широко применяются вертикальные аппараты с внутренней соосной греющей камерой и естественной циркуляцией. Аппараты этого типа состоят из двух основных частей: греющей камеры, являющейся нижней частью аппарата и верхней части – сепаратора. Греющая камера аппаратов представляет собой кожухотрубный теплообменник, в межтрубное пространство которого поступает греющий пар, а в трубках кипит раствор. Естественная циркуля-

ция выпариваемого раствора обеспечивается благодаря наличию центральной циркуляционной (опускной) трубой (рис. 14.5,а), либо выносных циркуляционных труб (рис 14.5,б). Циркуляция раствора в греющей камере происходит за счет разности плотностей раствора в циркуляционной трубе и парожидкостной смеси в кипяtilьных трубах. Разность плотностей обуславливается тем, что циркуляционная труба имеет значительно больший диаметр, чем кипяtilьные трубы, вследствие чего интенсивность подвода теплоты и парообразование в ней меньше, а плотность раствора соответственно больше. В аппаратах с выносными циркуляционными трубами, поскольку они являются необогреваемыми, естественная циркуляция усиливается. При выносных циркуляционных трубах может быть уменьшен диаметр греющей камеры, а сами трубы, количество которых может составлять от одной до четырех, компактно размещены вокруг греющей камеры.

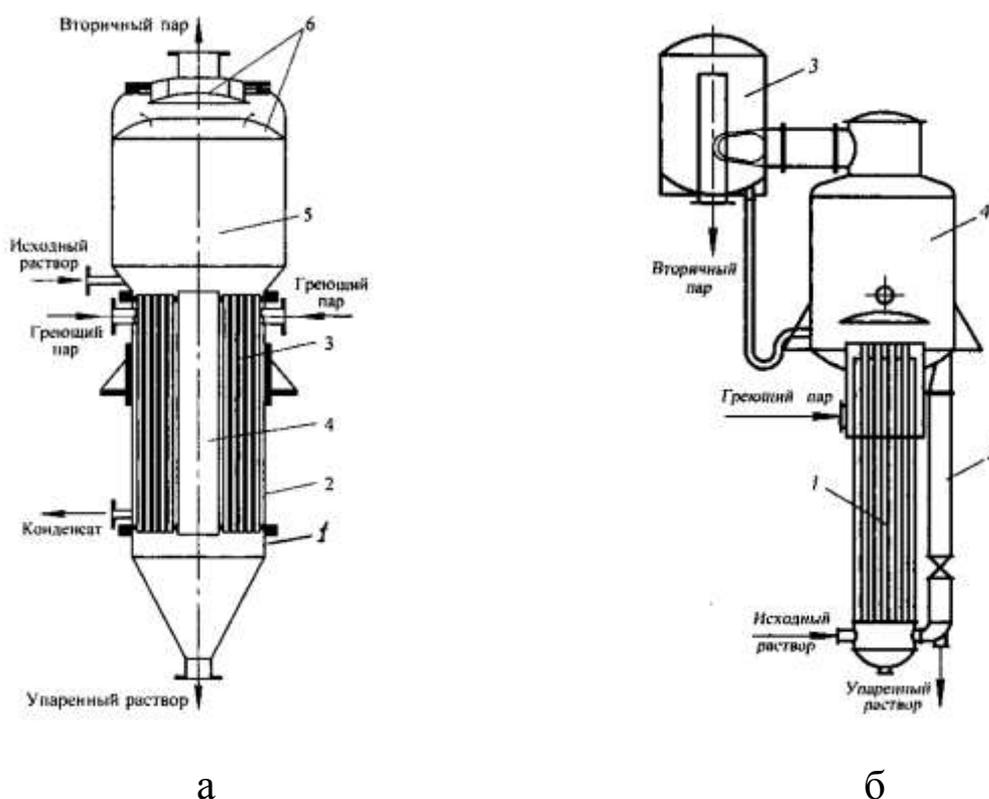


Рис. 14.5. Выпарные аппараты с естественной циркуляцией

и сосной греющей камерой

а – с центральной циркуляционной трубой: 1 – корпус; 2 – греющая камера; 3 – кипяtilьные трубы; 4 – циркуляционная труба; 5 – сепаратор; 6 – брызгоуловитель;

б – с выносной циркуляционной трубой: 1 – греющая камера; 2 – циркуляционная труба; 3 – центробежный брызгоуловитель; 4 – паровое пространство

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией характеризуются простотой конструкции и легкодоступны для ремонта и очистки.

Для выпаривания концентрированных и кристаллизующихся растворов широкое применение нашли аппараты с вынесенной греющей камерой. В этих аппаратах обеспечивается скорость естественной циркуляции до 1.5 м/с, что интенсифицирует теплопередачу и уменьшает загрязнение поверхности теплообмена.

В еще большей степени позволяют повысить скорость циркуляции раствора и коэффициент теплопередачи аппараты с принудительной циркуляцией, схемы которых приведены на рис. 14.6.

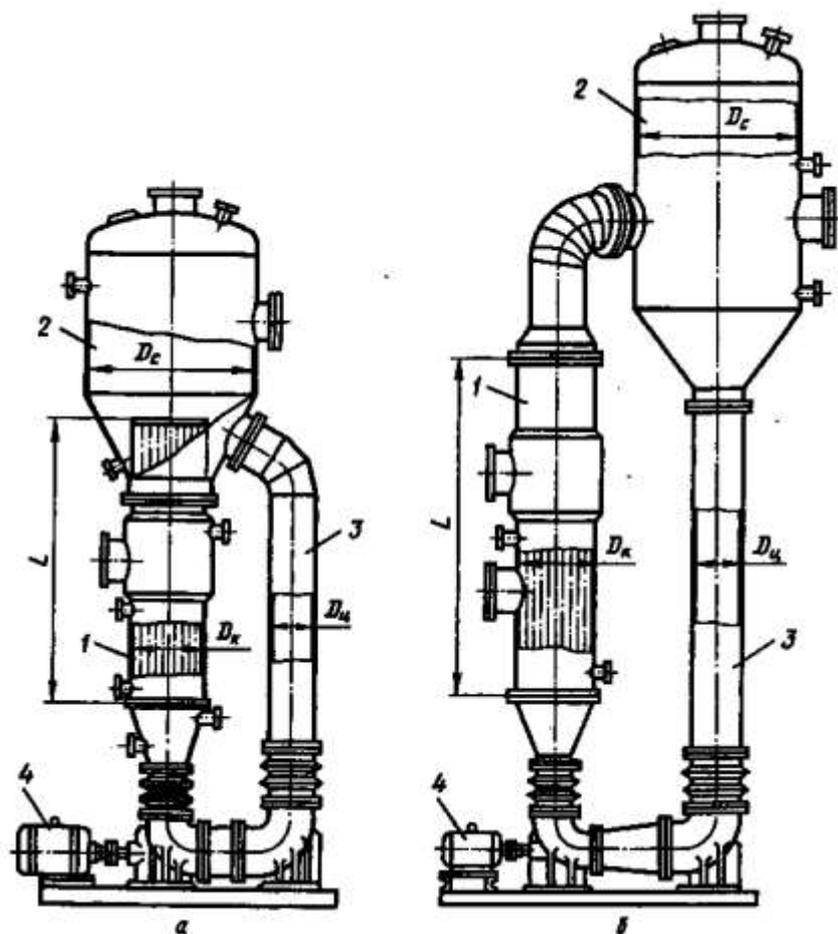


Рис. 14.6. Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией раствора:

а – с сосной греющей камерой; б – с вынесенной греющей камерой: 1 – греющая камера; 2 – сепаратор; 3 – циркуляционная труба; 4 - насос

В аппаратах с принудительной циркуляцией коэффициент теплопередачи в 3...4 раза больше, чем при естественной циркуляции. Это позволяет уменьшить поверхность теплообмена и ее загрязнение, а также создает возможность работы при небольшом температурном напоре. К недостаткам этих аппаратов относится расход мощности на привод насосов.

Промышленные выпарные аппараты имеют большие размеры: площадь поверхности теплопередачи может составлять более 2000 м^2 , а длина кипяtilьных труб от 3 до 9 м.

Принципиальное отличие от рассмотренных аппаратов имеют пленочные прямоточные выпарные аппараты. Это отличие заключается в том, что выпаривание в них происходит при однократном прохождении раствора по трубам греющей камеры. При этом раствор перемещается в виде тонкой пленки по внутренней поверхности труб, а в центральной части труб движется вторичный пар, увлекающий за собой пленку раствора. Пленочные аппараты бывают с восходящей пленкой и с падающей пленкой. Время пребывания раствора в зоне высоких температур мало, и поэтому пленочные аппараты применяют при концентрировании растворов, чувствительных к высоким температурам.

В пленочных аппаратах достигаются высокие коэффициенты теплопередачи и большая поверхность испарения. Однако в пленочных аппаратах трудно обеспечить равномерную толщину пленки, и эти аппараты неустойчивы в работе при колебаниях давления греющего пара, поэтому они все больше вытесняются вертикальными выпарными аппаратами с многократной циркуляцией раствора.

Для концентрирования нестойких к повышенным температурам вязких и пастообразных растворов применяют роторно-пленочные выпарные аппараты. В этих аппаратах внутри цилиндрического корпуса с обогреваемой рубашкой вращается ротор, распределяющий раствор по внутренней поверхности корпуса в виде пленки, а в некоторых случаях – в виде струй и капель.

Роторно-пленочные аппараты бывают с жестким или размазывающим ротором. Зазор между лопастями жесткого ротора и стенкой

аппарата составляет от 0,4 до 1,5 мм. В аппарате с размазывающим ротором (рис. 14.7) ротор имеет шарнирно закрепленные флажки, которые при вращении прижимаются центробежной силой к стенке аппарата и размазывают по ней продукт в виде пленки. Такие аппараты могут применяться для совмещенного процесса концентрирования и сушки.

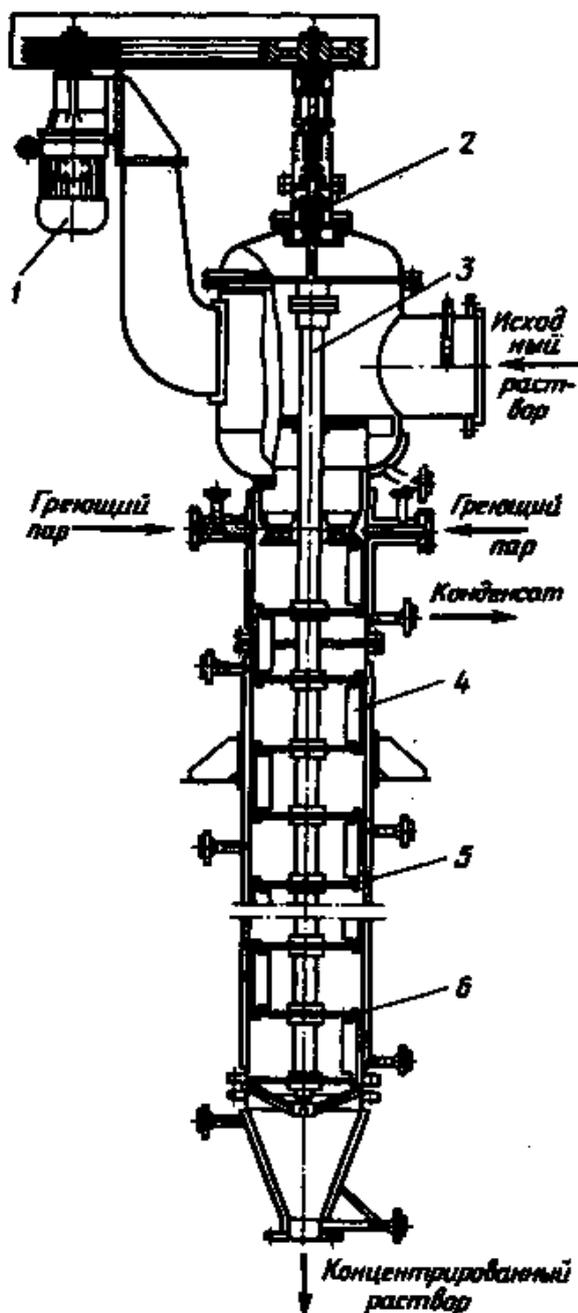


Рис. 14.7. Роторно-пленочный
выпарной аппарат:
1 – привод; 2 – уплотнение; 3 –
ротор; 4 – флажок; 5 – корпус; 6
– рубашка

Общим недостатком роторно-пленочных аппаратов является сложность конструкции и большой удельный расход пара на сгущение.

14.3. Основы расчета процесса выпаривания и выпарных аппаратов

Основными величинами, которые определяют при расчетах процесса выпаривания, являются количество выпариваемого растворителя (воды) или конечной концентрации раствора при известном количестве выпаренного растворителя, расхода греющего теплоносителя (пара) и площади поверхности теплопередачи выпарного аппарата.

Количество выпариваемой воды и конечной концентрации раствора при заданном количестве выпаренной воды находят из уравнений материального баланса:

$$G_n = G_k + G_v ; \quad (14.4)$$

$$G_n \cdot x_n = G_k \cdot x_k \quad (14.5)$$

где

G_n и G_k – массовые расходы соответственно поступающего и упаренного раствора, кг/ч;

G_v – количество выпариваемой воды, кг/ч ;

x_n и x_k – соответственно начальная и конечная концентрации раствора, % .

При этом выражение (14.4) представляет собой уравнение материального баланса по всему раствору, а (14.5) – по растворенному веществу.

Из приведенных уравнений можно определить количество выпариваемой воды для обеспечения заданной конечной концентрации раствора

$$G_v = G_H \left(1 - \frac{x_H}{x_K} \right), \quad (14.6)$$

или при известном количестве выпариваемой воды – конечной концентрации раствора

$$x_K = \frac{G_H \cdot x_H}{G_H - G_v}. \quad (14.7)$$

При выпаривании в качестве греющего теплоносителя обычно применяют насыщенный пар. Для определения его расхода используют уравнение теплового баланса. Уравнение теплового баланса, составленное на основании тепловых потоков в выпарном аппарате, имеет вид:

$$(G_K + G_v)c_H t_H + D_1 i' = G_K c_K t_K + G_v i_{вп} + D_1 i_K + Q_{пот}, \quad (14.8)$$

где

G_K – количество упаренного раствора, кг/ч;

G_v – количество выпариваемой воды, кг/ч ;

i' – удельная энтальпия греющего пара, кДж/кг;

c_H и c_K – соответственно начальная и конечная массовая теплоемкость раствора, кДж/кг К;

D_1 – расход пара, кг/ч ;

i_k – удельная энтальпия конденсата на выходе из аппарата, $кДж/кг$;

Q_{nom} – потери теплоты в окружающую среду, $кДж/ч$.

Из уравнения (14.8) следует, что расход пара равен

$$D_1 = \frac{G_k (c_k t_k - c_H t_H)}{i' - i_k} + \frac{G_v (i_{en} - c_H t_H)}{i' - i_k} + \frac{Q_{nom}}{i' - i_k} . \quad (14.9)$$

Основной вес в этом выражении имеет второе слагаемое, поэтому приближенно расход пара можно находить по формуле

$$D_1 = \frac{G_v (i_{en} - c_H t_H)}{i' - i_k} . \quad (14.10)$$

В приближенных расчетах можно принимать, что на выпаривание одного кг воды расходуется 1,1...1,2 кг греющего пара.

Площадь теплопередачи греющей камеры выпарного аппарата в $м^2$ определяют из уравнения теплопередачи:

$$F = \frac{10^3 \cdot Q}{K \cdot \Delta t} = \frac{D_1 (i' - i)}{3,6 \cdot K \cdot \Delta t} , \quad (14.11)$$

где в дополнение к ранее введенным обозначениям

Q – тепловой поток, передаваемый греющим паром, $кВт$;

K – коэффициент теплопередачи, $Вт/м^2 К$;

Δt – полезная разность температур, $^{\circ}C$.

Полезная разность температур равна полной разности температур в выпарном аппарате за вычетом температурных потерь.

$$\Delta t = \Delta t_{пол} - \Delta \quad (14.12)$$

Под полной разностью температур $\Delta t_{пол}$ понимают разность между температурой греющего пара t_1 и температурой вторичного пара $t_{вн}$ в конце паропровода, отводящего этот пар из выпарного аппарата

$$\Delta t_{пол} = t_1 - t_{вн} .$$

Температурные потери складываются из трех составляющих:

$$\Delta = \Delta_t + \Delta_{zc} + \Delta_{zd} , \quad (14.13)$$

где

Δ_t – физико-химическая температурная депрессия (смотри формулу (14.2)) ;

Δ_{zc} – гидростатическая депрессия, определяемая как разность температур кипения раствора на уровне середины греющих труб и на поверхности;

Δ_{zd} – гидродинамическая депрессия, представляющая собой разность температур вторичного пара у поверхности раствора и на входе в конденсатор ($\Delta_{zd}=1,0 \dots 1,5 \text{ } ^\circ\text{C}$).

При расчете многокорпусных установок приходится решать систему уравнений, состоящих из уравнений материального и теплового баланса в целом для установки и для каждого корпуса. При составлении уравнений устанавливают отбор экстрапара и назначают технологические режимы работы аппаратов. Систему уравнений решают методом последовательных приближений при ряде упрощающих допущений. Распределение нагрузки по корпусам и полезного перепада

температур обычно ведут либо из условия минимальной общей площади поверхности нагрева корпусов, либо из условия унификации корпусов.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что собой представляет выпаривание? 2. Что называют первичным паром? 3. Что называют вторичным паром? 4. Что такое экстрапар? 5. Назовите виды выпаривания по способу осуществления процесса, кратко пояснив суть каждого способа. 6. В чем состоят преимущества выпаривания под вакуумом? 6. В чем состоят преимущества многократного выпаривания? 7. Каким образом в многокорпусных установках создается возможность использования вторичного пара в качестве греющего? 8. Каким образом используется вторичный пар в качестве греющего в одном выпарном аппарате? 9. Что собой представляет температурная депрессия? 10. Приведите формулу Тищенко для расчета температурной депрессии при любом давлении. 11. Что собой представляет концентрация раствора? 12. Какой раствор называют насыщенным? 13. Что такое утфель? 14. Назовите два основных элемента выпарного аппарата. 15. Приведите классификацию выпарных аппаратов по типу и расположению поверхности нагрева. 16. Приведите классификацию выпарных аппаратов по роду теплоносителя. 17. Приведите классификацию выпарных аппаратов в зависимости от циркуляции раствора. 18. Назовите преимущества и недостатки аппаратов с принудительной циркуляцией. 19. В чем состоит особенность пленочных выпарных аппаратов. 20. Назовите преимущества и недостатки пленочных выпарных аппаратов. 21. Приведите уравнения материального баланса при выпаривании. 22. Как рассчитывается конечная концентрация раствора при известном количестве выпаренной воды? 23. Как рассчитывается количество выпариваемой воды для достижения заданной концентрации раствора? 24. Напишите уравнение теплового баланса для выпарного аппарата. 25. Приведите формулу для определения расхода греющего пара. 26. Приведите формулу для расчета площади поверхности греющей камеры выпарного аппарата. 27. Что собой представляет полная разность температур для выпарного аппарата? 28. Что собой представляет полезная разность температур для выпарного аппарата? 29. Назовите составляющие температурных потерь в выпарном аппарате. 30. Из какого условия распределяют нагрузку и полезную разность температур при расчете многокорпусных выпарных установок.

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

15. Основы массообмена

15.1. Краткие сведения о массообмене

Массообменом называется процесс переноса вещества в пространстве с неоднородным полем концентрации. Массообмен может происходить в пределах одной среды (фазы) при неравномерном распределении концентрации вещества (компонента среды) в фазе или с переносом вещества из одной фазы в другую.

Технологические процессы, в которых осуществляется перенос некоторого вещества (распределяемого компонента) из одной фазы (среды) в другую, называются массообменными процессами или процессами массопередачи. Они широко применяются в переработке и осуществляются в аппаратах, которые имеют общее название массообменных аппаратов.

В массообменных процессах участвуют, по меньшей мере, две фазы, которые называют *распределяющими*, и *распределяемое вещество*, которое переносится из одной фазы в другую в направлении фазового равновесия. При этом фазу, из которой переносится распределяемое вещество (целевой компонент) называют *отдающей*, а другую – *воспринимающей*.

Движущей силой в процессах массопередачи является разность действительной и равновесной концентрации распределяемого вещества в фазе.

Концентрация распределяемого вещества в фазах может задаваться различными способами. Чаще всего используют:

массовую концентрацию (масса компонента в единице объёма) – $кг/м^3$;

мольную концентрацию (количество киломолей компонента в единице объёма) – $кмоль/м^3$;

массовую долю (отношение массы компонента к массе смеси) – измеряется в относительных единицах или в процентах;

мольную долю (отношение количества киломолей компонента к количеству киломолей смеси) – измеряется в относительных единицах или в процентах.

Выбор того или иного способа выражения состава фаз определяется соображениями удобства расчета того или иного массообменного процесса.

Под *равновесной концентрацией* понимают такое значение концентрации распределяемого вещества в фазе, соответствующее определенной концентрации этого вещества в другой фазе, при котором в процессе массообмена между фазами наступает динамическое равновесие. При этом количество вещества, перешедшего из первой фазы во вторую, становится равным количеству вещества, перешедшего из второй фазы в первую. То есть, по существу при достижении равновесной концентрации процесс массопередачи прекращается.

Основными количественными характеристиками процессов теплопереноса являются *поток массы* и *плотность потока массы*.

Поток массы J представляет собой массу компонента смеси, проходящую через какую либо поверхность в единицу времени и имеет размерность кг/с .

Плотность потока массы j представляет собой поток массы, приходящийся на единицу площади поверхности, через которую он проходит.

То есть

$$j = \frac{dJ}{dF}, \text{ кг/м}^2 \text{ с},$$

или при равномерном распределении потока массы по поверхности

$$j = \frac{J}{F}, \text{ кг/м}^2 \text{ с}.$$

Плотность потока массы, как и поток массы, – величина векторная, и вектор плотности потока массы в пределах одной фазы направлен в сторону противоположную градиенту концентрации распределяемого вещества.

Массоотдачей называют массообмен, осуществляемый в пределах одной фазы между ее ядром и поверхностью раздела фаз.

Перенос вещества в пределах одной фазы может осуществляться двумя способами: молекулярной диффузией и конвективным переносом (конвективной диффузией). Первый способ является следствием теплового движения микрочастиц (молекул, ионов, атомов). Конвективная диффузия обусловлена перемещением вещества вместе с макрообъемами среды в условиях турбулентного движения фазы.

15.2. Основные законы массообмена

Молекулярная диффузия описывается первым законом Фика, согласно которому плотность потока массы диффундирующего вещества прямо пропорциональна градиенту его концентрации:

$$j = -D \frac{\partial C}{\partial n} = -D \cdot \text{grad}C, \quad (15.1)$$

где

j – плотность потока массы, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$;

D – коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;

$\text{grad}C$ – градиент концентрации, $\text{кг}/\text{м}^4$.

Закон Фика является аналогом закона Фурье (основного закона теплопроводности), а коэффициент молекулярной диффузии – аналогом коэффициента теплопроводности.

Дифференциальное уравнение молекулярной диффузии (второй закон Фика) имеет вид:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right), \quad (15.2)$$

где

τ – время;

x, y, z – декартовы координаты.

Коэффициент молекулярной диффузии (коэффициент диффузии) характеризует скорость процесса молекулярной диффузии и численно равен плотности потока массы при градиенте концентрации равном единице.

Коэффициент молекулярной диффузии зависит от природы диффундирующего вещества, и его значение находят по справочникам или рассчитывают по эмпирическим формулам. Наибольшие значения коэффициента молекулярной диффузии имеет для газов, наименьшие – для твердых тел. Коэффициент молекулярной диффузии также зависит от температуры (увеличивается с ростом температуры) и для газов – от давления (с повышением давления уменьшается).

Для конвективной диффузии используется дифференциальное уравнение конвективной диффузии:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + V_x \frac{\partial C}{\partial x} + V_y \frac{\partial C}{\partial y} + V_z \frac{\partial C}{\partial z} = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right), \quad (15.3)$$

где

C – концентрация диффундирующего вещества;

V_x, V_y, V_z – составляющие вектора скорости по координатам;

τ – время;

x, y, z – декартовы координаты.

Это уравнение выражает в общем виде распределение концентрации компонента в движущемся потоке при неустановившемся процессе массопереноса. Для полного описания процесса уравнение конвективной диффузии должно быть дополнено уравнениями движения Навье-Стокса и неразрывности потока, а также уравнениями, отражающими зависимость физических свойств фазы от ее состава. Решение такой системы уравнений представляет большие трудности, поэтому обычно такие задачи решают с использованием теории подобия.

Процесс массоотдачи с достаточной для практических расчетов точностью описывается *законом Шукарева*:

$$j = \beta \cdot (C_n - C_c), \quad (15.4)$$

где

j – плотность потока массы, $кг/м^2 \cdot с$;

β – коэффициент массоотдачи, $м/с$;

C_n и C_c – концентрация распределяемого вещества у поверхности раздела фаз и в ядре потока (среды) соответственно, $кг/м^3$.

При расчетах разность $(C_n - C_c)$ берется по модулю.

Закон Шукарева является аналогом закона теплоотдачи (закона Ньютона – Рихмана), а коэффициент массоотдачи – аналогом коэффициента теплоотдачи.

Коэффициент массоотдачи характеризует интенсивность массообмена между ядром фазы и поверхностью раздела фаз и численно равен плотности потока массы при разности концентраций распределяемого вещества у поверхности раздела фаз и в ядре потока (среды) равной единице.

Коэффициент массоотдачи зависит от многих факторов, и для его определения используются критериальные зависимости.

Для определения коэффициента массоотдачи обычно используется критериальное уравнение, которое в общем случае имеет вид:

$$Nu_m = f(Re, Gr, Pr_m, Fo_m).$$

В этом уравнении определяемым является диффузионный критерий Нуссельта Nu_m , а определяющими – критерий Рейнольдса,

Грасгофа, диффузионный критерий Прандтля Pr_m и диффузионный критерий Фурье Fo_m .

Каждый из критериев характеризует процесс массоотдачи с определенной стороны.

Диффузионный критерий (число) Нуссельта

$$Nu_m = \frac{\beta \cdot l}{D}, \quad (15.5)$$

где

β – коэффициент массоотдачи, $м/с$;

l – характерный размер, $м$;

D – коэффициент молекулярной диффузии, $м^2/с$.

Критерий Нуссельта характеризует массообмен у поверхности раздела фаз и выражает соотношение между интенсивностью переноса вещества в ядре фазы конвективной диффузией (β) и интенсивностью массопереноса молекулярной диффузией в диффузионном слое (D).

По значению критерия Нуссельта определяют коэффициент массоотдачи

$$\beta = \frac{Nu_m D}{l}. \quad (15.6)$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega \cdot l}{\nu}, \quad (15.7)$$

где

ω – средняя скорость жидкости в потоке, $м/с$;

l – характерный размер, $м$;

ν – кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$.

В качестве характерного размера при определении числа Рейнольдса обычно принимается гидравлический диаметр.

Критерий Рейнольдса характеризует режим движения жидкости и выражает соотношение сил инерции и сил вязкого трения в потоке жидкости.

Критерий Грасгофа

$$Gr = g\beta \cdot \Delta t \frac{l^3}{\nu^2} , \quad (15.8)$$

где

g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;

β – температурный коэффициент объемного расширения, (для газа $\beta = 1/T$), К^{-1} .

Δt – температурный напор, $^{\circ}\text{С}$;

l – характерный размер, м ;

ν – кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$

Критерий Грасгофа характеризует соотношение подъемной силы, возникающей вследствие разности плотности жидкости с различной температурой, и сил вязкого трения.

Диффузионный критерий Прандтля

$$Pr_m = \frac{\nu}{D} , \quad (15.9)$$

где

ν – кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$;

D – коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$.

Критерий Прандтля отражает подобие полей скоростей и концентраций и определяется только физическими свойствами вещества.

Диффузионный критерий Фурье

$$Fo_m = \frac{\tau \cdot D}{l^2}, \quad (15.10)$$

где τ - время, с.

Диффузионный критерий Фурье характеризует подобие неуставившихся процессов массообмена.

Для стационарных процессов из общего критериального уравнения исключается критерий Фурье, и оно приобретает вид

$$Nu_m = f(Re, Gr, Pr_m,).$$

При вынужденной движении пренебрегают естественной конвекцией. В этом случае из уравнения выпадает критерий Грасгофа, и уравнение приобретает вид

$$Nu_m = f(Re, Pr_m,).$$

Конкретный вид критериального уравнения зависит от характера процесса и условий его протекания.

15.3. Массопередача

При расчете ***процесса массопередачи*** – процесса переноса распределяемого вещества из одной фазы (отдающей) в другую (воспринимающую) – используется основное уравнение массопередачи:

$$dJ = K\Delta C dF \quad (15.11)$$

или

$$j = K\Delta C, \quad (15.12)$$

где J – поток массы, кг/с ;

j – плотность потока массы, $кг/м^2 \cdot с$;

K – коэффициент массопередачи, $м/с$;

ΔC – движущая сила процесса массопередачи, представляющая собой разность между фактической и равновесной концентрацией распределяемого вещества в фазе, $кг/м^3$;

F – площадь поверхности раздела фаз, $м^2$.

Уравнение массопередачи можно записать как для отдающей, так и для воспринимающей фазы:

$$j = K_y (y - y_p); \quad (15.13)$$

$$j = K_x (x_p - x), \quad (15.14)$$

где

K_y – коэффициент массопередачи для отдающей фазы;

y и y_p – значения фактической и равновесной концентраций распределяемого вещества в отдающей фазе;

K_x – коэффициент массопередачи для воспринимающей фазы;

x и x_p – значения фактической и равновесной концентраций распределяемого вещества в воспринимающей фазе.

Коэффициент массопередачи характеризует интенсивность массопереноса распределяемого вещества из одной фазы в другую через разделяющую поверхность и численно равен плотности потока массы при движущей силе процесса (разности между фактической и равновесной концентрациями) равном единице.

Коэффициент массопередачи K ($м/с$) является величиной, обратной диффузионному сопротивлению R_m ($с/м$) .

Уравнение массопередачи наряду с уравнением материального баланса является основным при расчете массообменных процессов и аппаратов.

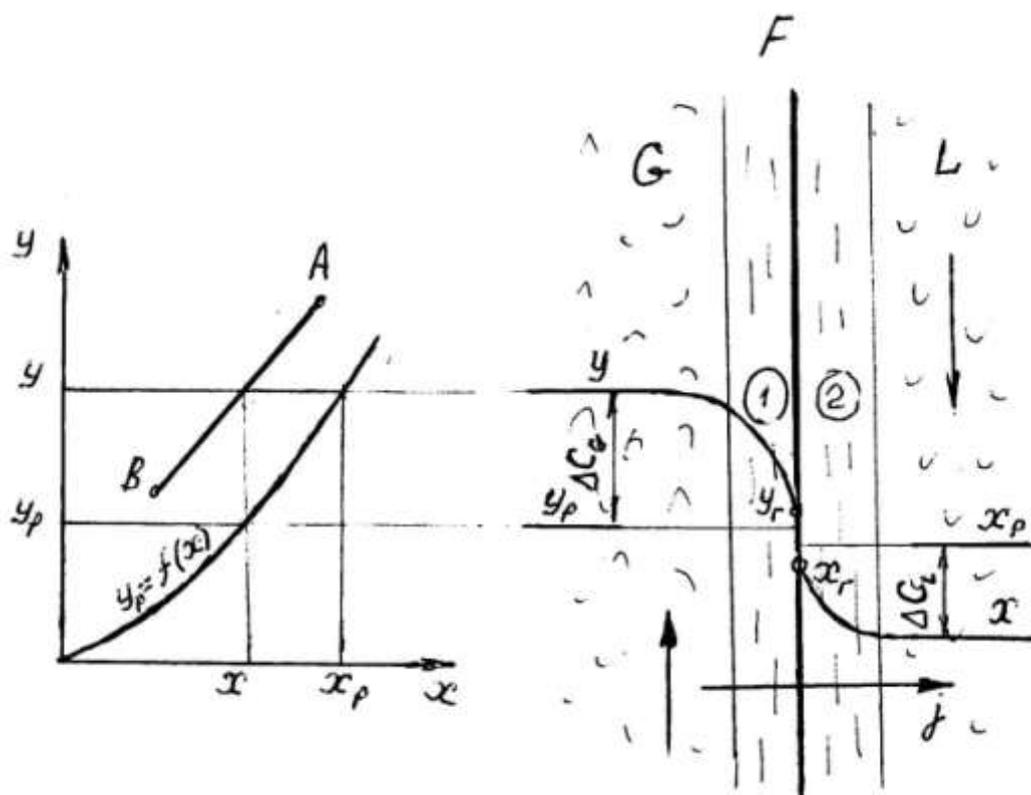


Рис.15.1. Схема процесса массопередачи

На рис.15.1. представлен процесс массопередачи, когда отдающей является фаза G , а воспринимающей фаза L , которые движутся друг относительно друга в противотоке. При этом F является поверхностью раздела фаз, а цифрами 1 и 2 обозначены приграничные слои ламинарного движения фаз.

Слева на рисунке изображены рабочая (AB) и равновесная линии, выражающие зависимости действительной концентрации y распределяемого компонента в отдающей фазе и равновесной от концентрации x этого компонента в воспринимающей фазе.

Коэффициент массопередачи определяется по значениям диффузионных сопротивлений массоотдаче в фазах. Можно показать, что если равновесная линия прямая, то есть $y_p = m \cdot x$, то коэффициенты массопередачи по отдающей фазе K_y и воспринимающей фазе K_x могут быть рассчитаны по формулам:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} ; \quad (15.16)$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y}} , \quad (15.16)$$

где

β_y и β_x – коэффициенты массоотдачи для отдающей и воспринимающей фаз.

15.4. Массопередача в системе с твердой фазой

Массообменные процессы в системах с твердой фазой отличаются особой сложностью, поскольку такие процессы являются неустановившимися и зависящими от многих факторов, в том числе от структуры твердого тела.

В общем случае перенос вещества внутри твердого тела может происходить как в жидкой, так и в паровой фазе и осуществляется за счет различных механизмов: молекулярной диффузии, капиллярными, термокапиллярными и гравитационными потоками паровой (газовой) фазы.

Процесс переноса вещества внутри твердой фазы называется массопроводностью. Плотность потока при массопроводности определяется с использованием уравнения, аналогичного закону Фика

$$j = -k \frac{\partial C}{\partial n} = -k \cdot \text{grad}C, \quad (15.17)$$

где

j – плотность потока массы, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$;

k – коэффициент массопроводности, $\text{м}^2/\text{с}$;

$\text{grad}C$ – градиент концентрации, $\text{кг}/\text{м}^4$.

Коэффициент массопроводности, являющийся аналогом коэффициента молекулярной диффузии, зависит от вида процесса (адсорбция, сушка, выщелачивание), концентрации и вида переносимого вещества, температуры, структуры твердого тела, и его значение определяется экспериментально.

Процесс массопроводности может быть описан дифференциальным уравнением массопроводности, аналогичным дифференциальному уравнению молекулярной диффузии

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = k \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right), \quad (15.18)$$

где

τ – время;

x, y, z – декартовы координаты.

В целом процесс массопередачи складывается из двух этапов: переноса целевого компонента внутри твердого тела (массопроводности) к его поверхности (от поверхности внутрь твердого тела) и отвода переносимого вещества в омывающую фазу за счет конвектив-

ной диффузии (притока вещества из ядра омывающей фазы к поверхности раздела фаз). На рис. 15.2. приведена схема массопередачи для случая, когда твердое тело представляет собой бесконечную пластину и отдающей фазой является твердое тело.

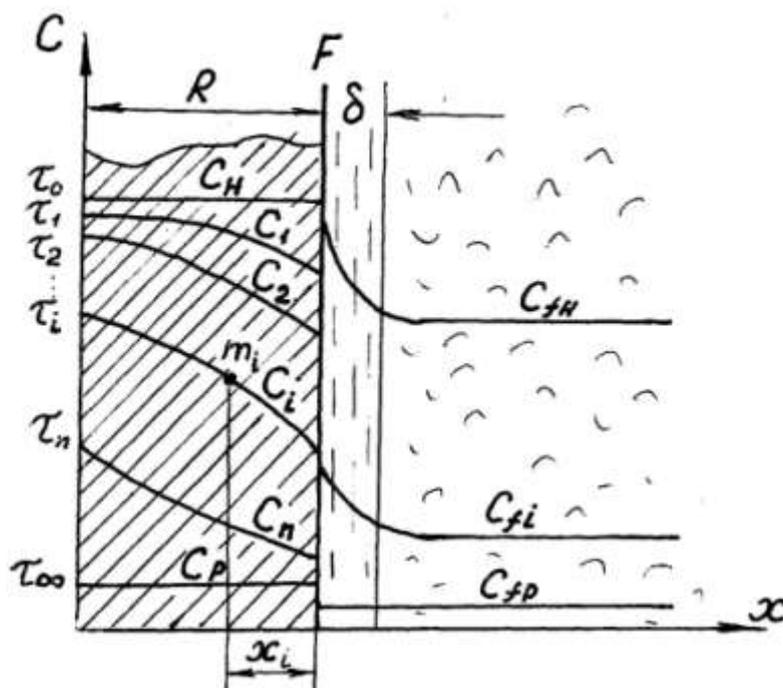


Рис. 15.2. Массопередача в системе с твердой фазой

В начальный момент времени $\tau = \tau_0$ концентрация распределяемого вещества имеет одинаковое значение во всем объеме пластины и равна C_n , а концентрация в омывающей фазе – C_{fn} . С течением времени от начала процесса концентрация распределяемого вещества в теле непрерывно снижается, приобретая поочередно значения $C_1, C_2, C_i \dots$, и в соответствии с этим изменяется концентрация этого вещества в омывающей фазе. В пределе (при τ_{∞}) концентрация переносимого вещества в твердом теле приобретает равновесное значение C_p и соответствующее ему равновесное значение C_{fp} в омывающей фазе.

Скорость процесса массопередачи в зависимости от структуры тела, концентрации распределяемого вещества, режима процесса может определяться либо массопереносом внутри тела, либо внешним массопереносом, либо обеими стадиями процесса одновременно.

Решение уравнений описывающих процесс массопереноса в системе с твердой фазой получают в критериальном виде. При этом определяемой величиной является безразмерная концентрация

$$E = \frac{c - c_p}{c_H - c_p},$$

которая для одномерного потока представляется функцией

$$E = f(Bi_m, Fo_m, \xi), \quad (15.19)$$

где

Bi_m – диффузионный критерий Био;

Fo_m – диффузионный критерий Фурье;

ξ – безразмерная координата.

В свою очередь диффузионный критерий Био, характеризующий соотношение между скоростью переноса вещества от границы фаз в омывающую фазу и скоростью массопроводности рассчитывается по формуле

$$Bi_m = \frac{\beta \cdot l}{k}. \quad (15.20)$$

Критерий Фурье

$$Fo_m = \frac{k \cdot \tau}{l^2} \quad (15.21)$$

характеризует изменение скорости массопереноса во времени внутри твердого тела.

В этих выражениях

Bi_m – диффузионный критерий Био;

Fo_m – диффузионный критерий Фурье;

ξ – безразмерная координата;

τ – время.

Безразмерная координата ξ представляет собой отношение текущей координаты точки твердого тела к определяющему размеру $\xi = x/R$.

15.5. Движущая сила в процессах массопередачи

В соответствии с основным уравнением массопередачи движущей силой процесса является разность между фактической концентрацией распределяемого вещества в фазе и равновесной концентрацией, соответствующей концентрации этого вещества в смежной фазе. В массообменных аппаратах эта разность изменяется вдоль поверхности массообмена. Для определения средней движущей силы массообменного процесса для всего массообменного аппарата необходимо иметь рабочую (действительную) и равновесную линию на диаграмме $y - x$. Здесь y – концентрация распределяемого вещества в фазе G , а x – в фазе L . Вид таких диаграмм представлен на рис. 15.3.

В теории массопередачи доказывается, что средняя движущая сила для фазы G может быть найдена по формуле

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{y_{\text{H}} - y_{\text{K}}}{\int_{y_{\text{K}}}^{y_{\text{H}}} \frac{dy}{y - y_p}} = \frac{y_{\text{H}} - y_{\text{K}}}{m_y}, \quad (5.22)$$

а для фазы L

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{x_{\text{K}} - x_{\text{H}}}{\int_{x_{\text{H}}}^{x_{\text{K}}} \frac{dx}{x_p - x}} = \frac{x_{\text{K}} - x_{\text{H}}}{m_x}, \quad (5.23)$$

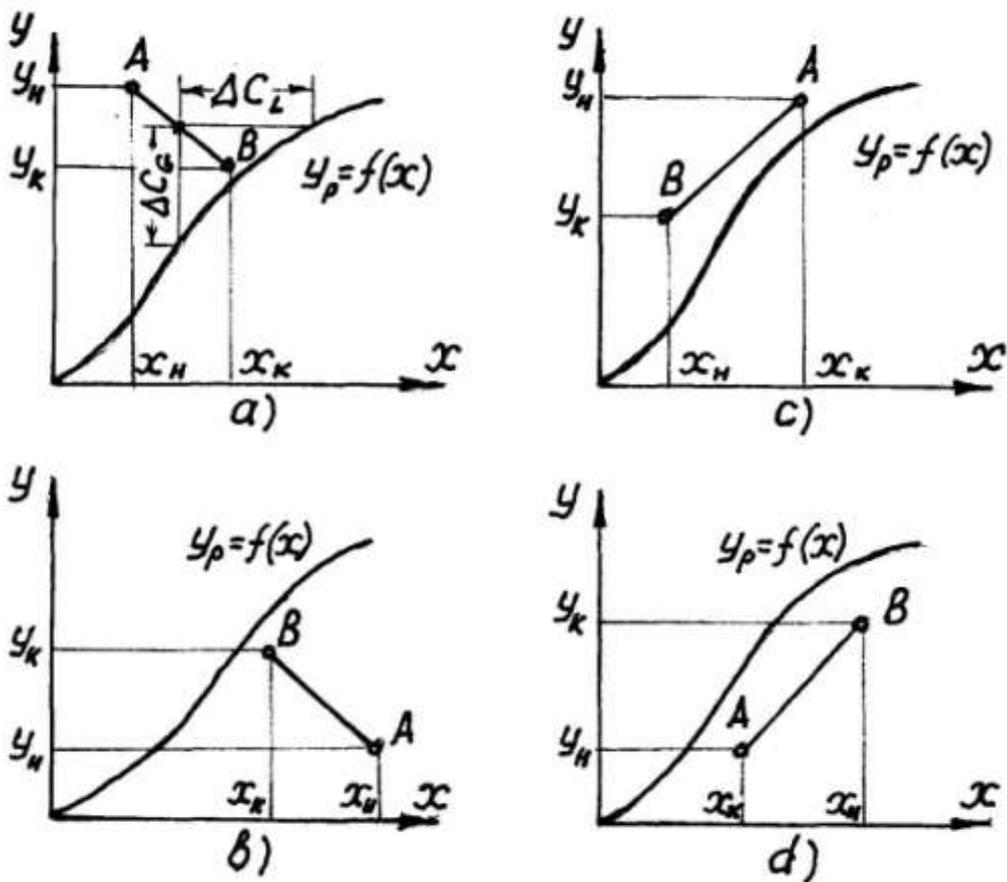
где

y_H и y_K – начальная и конечная концентрация распределяемого вещества в фазе G ;

x_H и x_K – то же для фазы L ;

y_p – равновесная концентрация в фазе G , соответствующая концентрации x в фазе L ;

x_p – равновесная концентрация в фазе L , соответствующая концентрации y в фазе G .



прямоток (a, b)

противоток (c, d)

Рис.15.3 К определению средней движущей силы массопередачи

На рисунке в случаях a и c отдающей является фаза G , а в случаях b и d – фаза L .

Величины, стоящие в знаменателе формул (15.22) и (15.23) называются числами единиц переноса соответственно для фазы G и для фазы L . При этом значения интегралов $m_y = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y-y_p}$ и

$m_x = \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x_p-x}$ можно находить графическим методом.

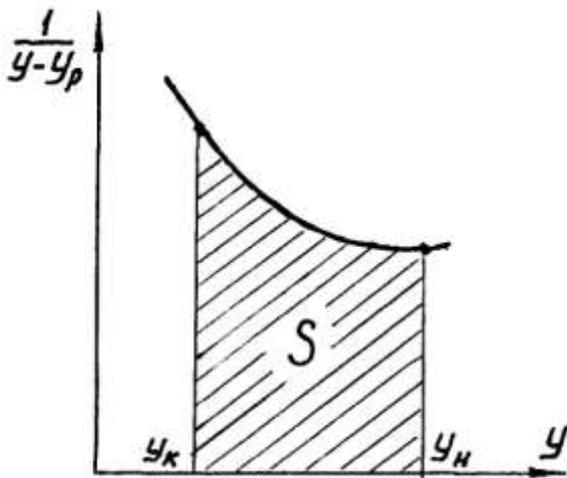


Рис.15.4. К определению числа единиц переноса

Так для вычисления m_y необходимо построить график зависимости $\frac{1}{y-y_p} = f(y)$ (рис.15.4.), и заштрихованная площадь под кривой на этом графике в соответствующем масштабе и будет равна числу единиц переноса m_y .

В случае линейной зависимости для рабочей и равновесной линий средние значения движущей силы рассчитывают по формулам:

для фазы G

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{(y_n - y_{рн}) - (y_k - y_{рк})}{\ln \frac{y_n - y_{рн}}{y_k - y_{рк}}} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{\ln \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k}}, \quad (5.24)$$

для фазы L

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{(x_{рк} - x_k) - (x_{рн} - x_n)}{\ln \frac{x_{рк} - x_k}{x_{рн} - x_n}} = \frac{\Delta x_k - \Delta x_n}{\ln \frac{\Delta x_k}{\Delta x_n}}, \quad (5.25)$$

где

$\Delta y_{\text{н}}$ и $\Delta y_{\text{к}}$ – движущая сила для фазы G соответственно в начале поверхности фазового контакта и в конце.

$\Delta x_{\text{н}}$ и $\Delta x_{\text{к}}$ – движущая сила для фазы L соответственно в начале поверхности фазового контакта и в конце.

15.6. Основы расчета массообменных аппаратов

Основными задачами при расчете массообменных аппаратов обычно являются определение площади поверхности фазового контакта и рабочего объема аппарата. Как правило, исходной величиной при расчете является производительность аппарата. Расчет ведется на основе уравнения массопередачи, которое можно записать в виде

$$M = K_y \cdot \Delta y_{\text{ср}} \cdot F \quad , \quad (15.26)$$

или

$$M = K_x \cdot \Delta x_{\text{ср}} \cdot F \quad , \quad (15.27)$$

где

K_y и K_x – коэффициенты массопередачи, соответственно по отдающей и по воспринимающей фазе, м/с;

$\Delta y_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила по отдающей фазе, кг/м³ ;

$\Delta x_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила по воспринимающей фазе, кг/м³ ;

F – площадь фазового контакта, м² .

Используя вышеприведенные уравнения можно найти площадь поверхности фазового контакта

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta y_{\text{ср}}} = \frac{M}{K_x \cdot \Delta x_{\text{ср}}} . \quad (15.28)$$

Процесс нахождения коэффициентов массопередачи и средней движущей силы описан в предыдущих разделах.

Зная величину площади фазового контакта можно найти рабочий объем аппарата по формуле

$$V_p = F / \sigma , \quad (15.29)$$

где σ – удельная поверхность фазового контакта, развиваемая в 1 м³ рабочего объема аппарата, м²/м³ .

В случаях, когда поверхность фазового контакта геометрически неопределима используют модифицированные уравнения массопередачи, которые получают из уравнений (15.26) и (15.27) , выразив F из (15.29). После таких преобразований уравнения массопередачи приобретают вид:

$$M = K_y \cdot \Delta y_{\text{ср}} \cdot V_p \cdot \sigma = K_{yV} \cdot \Delta y_{\text{ср}} \cdot V_p ; \quad (15.30)$$

$$M = K_x \cdot \Delta x_{\text{ср}} \cdot V_p \cdot \sigma = K_{xV} \cdot \Delta x_{\text{ср}} \cdot V_p , \quad (15.31)$$

где

$K_{yV} = K_y \cdot \sigma$ и $K_{xV} = K_x \cdot \sigma$ называются объемными коэффициентами массопередачи, с⁻¹ .

Эти уравнения используются для непосредственного нахождения рабочего объема

$$V_p = \frac{M}{K_{yV} \cdot \Delta y_{\text{ср}}} = \frac{M}{K_{xV} \cdot \Delta x_{\text{ср}}} \quad (15.32)$$

В ряде случаев основным геометрическим параметром аппарата является его высота H . Для ее нахождения рабочий объем аппарата представляют как произведение высоты на площадь поперечного сечения аппарата f , то есть $V_p = H \cdot f$, и затем из выражения (15.32) получают

$$H = \frac{M}{K_{yV} \cdot \Delta y_{\text{ср}} \cdot f} = \frac{M}{K_{xV} \cdot \Delta x_{\text{ср}} \cdot f} . \quad (15.33)$$

В свою очередь производительность аппарата можно выразить через расход фаз

$$M = G(y_{\text{н}} - y_{\text{к}}) = L(x_{\text{к}} - x_{\text{н}}) ,$$

где G и L – объемные расходы, соответственно по отдающей и по воспринимающей фазе, м³/с;

$y_{\text{н}}$ и $y_{\text{к}}$ – начальная и конечная концентрация распределяемого компонента в фазе G , кг/м³ ;

$x_{\text{н}}$ и $x_{\text{к}}$ – начальная и конечная концентрация распределяемого компонента в фазе L , кг/м³ .

С учетом приведенного выражения формула для определения высоты аппарата приобретает вид

$$H = \frac{G}{K_{yV} \cdot f} \cdot \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{к}}}{\Delta y_{\text{ср}}} ,$$

или

$$H = \frac{L}{K_{xV} \cdot f} \cdot \frac{x_{\text{к}} - x_{\text{н}}}{\Delta x_{\text{ср}}} .$$

Как следует из формул (15.22) и (15.23), вторые дроби в приведенных выше выражениях представляют собой не что иное, как числа единиц переноса соответственно для фазы G и для фазы L . То есть

$$\frac{y_{\text{H}} - y_{\text{K}}}{\Delta y_{\text{ср}}} = m_y \quad \text{и} \quad \frac{x_{\text{K}} - x_{\text{H}}}{\Delta x_{\text{ср}}} = m_x.$$

Если же учесть те же соотношения (15.22) и (15.23):

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{y_{\text{H}} - y_{\text{K}}}{m_y} \quad \text{и} \quad \Delta x_{\text{ср}} = \frac{x_{\text{K}} - x_{\text{H}}}{m_x},$$

то формула для расчета высоты аппарата приобретает вид

$$H = \frac{G \cdot m_y}{K_{yV} \cdot f} = \frac{L \cdot m_x}{K_{xV} \cdot f}. \quad (15.34)$$

Обозначив

$$\frac{G}{K_{yV} \cdot f} = h_y \quad \text{и} \quad \frac{L}{K_{xV} \cdot f} = h_x,$$

Получим

$$H = h_y \cdot m_y = h_x \cdot m_x. \quad (15.35)$$

Величины h_y и h_x имеют смысл высот рабочего объема, эквивалентным единицам переноса. Уравнение (15.35) используется в инженерной практике при расчете насадочных колонных аппаратов.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что собой представляет массоперенос? 2. Как называют переносимое вещество? 3. Что такое поток массы, и каковы единицы его измерения? 4. Что такое плотность потока массы, и каковы единицы ее измерения? 5. Что собой представляет молекулярная диффузия? 6. Что собой представляет конвективная диффузия? 7. Что собой представляет массоотдача? 8. Что такое массопроводность? 9. Что собой представляет массопередача? 10. Как называют фазы, между которыми происходит массообмен? 11. Что является движущей силой в процессах диффузии? 12. Что является движущей силой в процессах массопередачи? 13. Напишите выражение первого закона Фика (закона молекулярной диффузии). 14. Напишите выражение закона Шюкарева (основного закона массоотдачи). 15. Напишите выражение основного закона массопередачи. 16. Напишите

уравнение массопроводности. 17. Что такое коэффициент массоотдачи, и какова его размерность? 18. Что такое коэффициент массопередачи, и какова его размерность? 19. Что собой представляет равновесная концентрация при массопередаче? 20. Приведите выражение коэффициента массопередачи через коэффициенты массоотдачи. 21. Что собой представляет число единиц переноса для отдающей фазы? 22. Что собой представляет число единиц переноса для воспринимающей фазы? 23. Приведите уравнение массопередачи для отдающей фазы. 24. Приведите уравнение массопередачи для воспринимающей фазы. 25. Как рассчитывается средняя движущая сила массопередачи при линейных зависимостях действительной и равновесной концентраций?

16. Общие сведения о массообменных процессах

Массообменные процессы широко используются при переработке сельхозпродукции и производстве продуктов питания. В этих процессах происходит перенос какого-либо компонента неоднородной среды из одной фазы в другую, и скоростью этого переноса определяется скорость протекания массообменных процессов. Протекание массообменных процессов осуществляется в соответствии с основными законами массообмена, рассмотренными выше.

Массообменные процессы в технологиях переработки используют в основном для получения концентрированных продуктов, содержащихся в исходном сырье в малых концентрациях.

Эти процессы осуществляются в массообменных аппаратах, конкретное название которых, как правило, связано с видом массообменного процесса, для которого они предназначены.

Основными массообменными процессами являются: перегонка жидкостей и ректификация; сушка; абсорбция и адсорбция; экстракция и экстрагирование; ионообменные процессы; растворение и кристаллизация.

Ниже в таблице дано определение основных массообменных процессов, применяемых в технологиях переработки сельскохозяйственной продукции, и приведена схема этих процессов.

Таблица 16.1

Процесс	Определение	Схема
Перегонка	Перегонка – разделение жидкой смеси на чистые или обогащённые составляющие в результате её частичного испарения и конденсации.	
Сушка	Сушка (тепловая сушка) – удаление влаги из материалов путём её испарения.	
Абсорбция	Абсорбция (поглощение всем объёмом) – избирательное поглощение газов, или паров жидкими поглотителями – абсорбентами.	
Адсорбция	Адсорбция (поверхностное поглощение) – избирательное поглощение газов, паров или растворённых в жидкостях веществ твёрдыми поглотителями – адсорбентами.	
Экстракция	Экстракция – извлечение одного или нескольких веществ из растворов с помощью других растворителей.	
Экстрагирование	Экстрагирование – извлечение одного или нескольких веществ из твёрдых материалов с помощью жидкостей – экстрагентов. (Этот процесс называют выщелачиванием).	
Кристаллизация	Кристаллизация – выделение твёрдого вещества в виде кристаллов из раствора.	

Примечания к таблице 1:

L и G – распределяющие фазы;

F – поверхность раздела фаз

M – распределяемое вещество (целевой компонент);

(г), (ж), (т) – агрегатное состояние вещества или фазы;

(нк), (вк) – низкокипящий и высококипящий компонент соответственно.

17. Сорбционные процессы

Сорбционные процессы представляют массообменные процессы, при которых происходит избирательное поглощение компонентов одной среды другой средой (фазой). Различают два вида сорбционных процессов: абсорбцию и адсорбцию. *Абсорбция* – поглощение одного вещества всем объемом другого (как правило, жидкостью). *Адсорбция* – поглощение вещества из жидкой или газовой фазы поверхностным слоем твердой фазы.

17.1. Общие сведения об абсорбции

Абсорбция – процесс поглощения газов или паров из газовых или паровых смесей жидкими поглотителями, называемыми *абсорбентами*. Поглощаемое вещество (газ или пар) называют *абсорбтивом*.

Процесс абсорбции является избирательным, что позволяет применять его для получения растворов газов в жидкостях, а также для разделения газовых или паровых смесей.

Обратимость процесса позволяет осуществлять *десорбцию* – выделение газа из жидкости с многократным использованием регенерированного абсорбента (напомнить абсорбцию холодильной установки).

Различают физическую абсорбцию и хемосорбцию. При хемосорбции в отличие от физической абсорбции поглощаемый газ образует с абсорбентом химическое соединение.

В процессе абсорбции и десорбции необходимо учитывать, что на равновесие системы «жидкость – газ» влияет изменение состава фаз, температуры и давления в фазах.

Законом, характеризующим равновесие системы «жидкость – газ» является *закон Генри*, согласно которому при данной температуре мольная доля газа в растворе (т.е. растворимость) пропорциональна парциальному давлению газа над раствором (аналог закону Рауля)

$$x = p/E \quad \text{или} \quad p = E \cdot x, \quad (17.1)$$

где E – коэффициент Генри, Па.

С другой стороны согласно закону Дальтона для газовой смеси над жидкой фазой можно записать

$$y = \frac{p}{p_{см}} = \frac{E \cdot x}{p_{см}} = m \cdot x \quad (17.2)$$

Здесь $m = E/p_{см}$ – коэффициент распределения или константа фазового равновесия.

Значение коэффициента Генри (E) зависит от природы поглощаемого газа.

При малых концентрациях и при небольших давлениях зависимость между равновесными концентрациями является линейной. Для концентрированных расходах и больших давлениях зависимость между равновесными концентрациями выражается кривой линией, вид которой определяется экспериментально.

С ростом температуры растворимость газа падает. Процесс абсорбции, как правило, протекает с выделением теплоты, поэтому при проведении абсорбции необходимо отводить теплоту. *Для интенсификации процесса необходимо повышать давление над раствором и снижать температуру.*

Процессы абсорбции в технике применяют для разделения углеводородных газов и получения соляной и серной кислот, аммиачной воды, очистки отводящихся газов с целью улавливания ценных компонентов или наоборот вредных выделений. Так при производстве кукурузного крахмала – улавливание сернистого газа, в виноделии – промывка выделяющихся при брожении газов с целью улавливания паров этилового спирта.

На практике применяются следующие схемы абсорбции

- 1) Прямоточная
- 2) Противоточная
- 3) Одноступенчатая с рециркуляцией
- 4) Многоступенчатая с рециркуляцией

Кинетика процесса абсорбции подчиняется общим законам массопередачи в двухфазных системах. В качестве движущей силы принимается разность между мольной действительной и равновесной концентрацией, а иногда разность рабочего и равновесного парциального давления распределяемого газа.

В дифференциальном виде уравнение массопередачи можно записать так:

$$dM = K_y(y - y_p)dF , \quad (17.3)$$

где K_y – коэффициент массопередачи для газовой фазы, $\text{кмоль}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$;

y – рабочая мольная доля распределяемого газа (абсорбтива) в газовой смеси;

y_p – равновесная мольная доля газа над абсорбентом, соответствующее рабочей концентрации абсорбтива в жидкости .

В свою очередь, коэффициент массопередачи для газовой фазы

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_y + m/\beta_x} , \quad (17.4)$$

где

β_y – коэффициент массоотдачи для газовой фазы, $\text{кмоль}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$;

β_x – коэффициент массоотдачи для жидкой фазы, $\text{кмоль}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$.

Поскольку условие фазового равновесия приводится в мольных концентрациях, материальный баланс обычно записывают для количества продуктов в киломолях

$$- G(dy) = Ldx , \quad (17.5)$$

где

G и L – соответственно расход газа и абсорбента ($\text{кмоль}/\text{с}$).

После интегрирования в пределах начальных и конечных концентраций можно получить выражение для расхода абсорбента

$$L = G \frac{y_H - y_K}{x_K - x_H} , \quad (17.6)$$

где

y_H и y_K – начальная и конечная концентрации в газовой фазе;

x_H и x_K – начальная и конечная концентрации в жидкости.

Удельный расход абсорбента на кмоль газа

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_H - y_K}{x_K - x_H} . \quad (17.7)$$

При этом минимальный расход обеспечивается при достижении в жидкой фазе равновесной концентрации

$$l_{min} = \frac{y_H - y_K}{x_{кр} - x_H} . \quad (17.8)$$

17.2. Устройство абсорберов

Аппараты для осуществления абсорбции называют абсорберами.

По способу образования поверхности раздела фаз абсорберы делят на четыре группы :

- а) поверхностные и плёночные;
- б) насадочные;
- в) барботажные;
- г) распыливающие.

В поверхностных абсорберах газ пропускается над поверхностью движущейся жидкости. Для увеличения поверхности контакта фаз обычно устанавливают несколько последовательно соединённых аппаратов. Работают по противоточной схеме.

В плёночных абсорберах поверхностью контакта является поверхность стекающей плёнки жидкости по трубам или пластинам, а газ противотоком подаётся снизу вверх. Плёночные более компактны и эффективны по сравнению с поверхностными.

В насадочных аппаратах поверхностью контакта фаз является поверхность растекающегося по специальной насадке жидкости. Основные типы насадок: плоскопараллельные и фасонные керамиче-

ские. Наиболее распространённой насадкой являются керамические кольца Ришага.

Барботажные аппараты являются эффективными и наиболее распространёнными. Они представляют собой колонну с перфорированными тарелками различных конструкций, что обеспечивает течение жидкости вниз, а газа вверх и при прохождении тарелок происходит интенсивное перемешивание газа и жидкости и разбиение потока жидкости на струи.

Распыливающие абсорберы обеспечивают развитую поверхность контакта фаз за счёт распыливания или разбрызгивания жидкости в газовом потоке. Распыливание осуществляется механическими форсунками, а разбрызгивание – механическими вращающимися устройствами.

Ниже приведены схемы основных типов абсорберов, которые иллюстрируют их устройство и принцип действия.

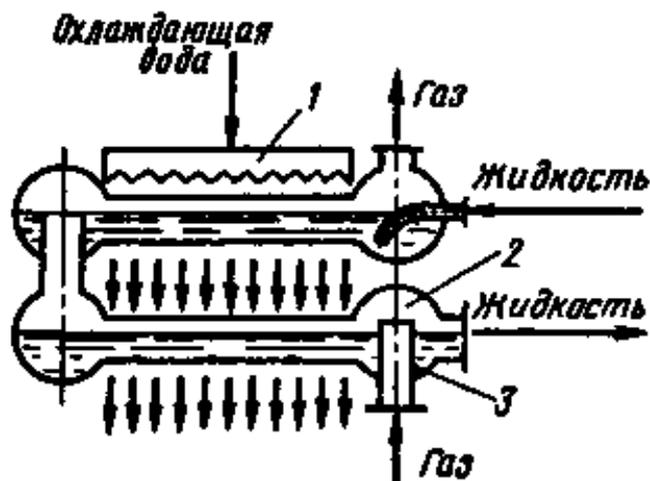


Рис. 17.1. Поверхностный абсорбер:

1 — распределитель; 2 — труба; 3 — порог

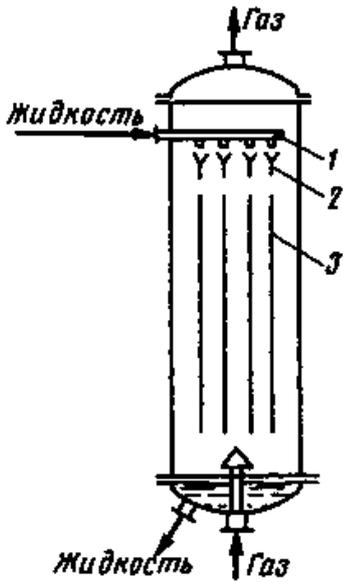


Рис. 17.2. Пленочный абсорбер:

1 — труба; 2 — распределительное устройство; 3 — плоскопараллельная насадка

Рис. 17.3. Аппарат с насадкой:

1 — распределительное устройство; 2 — насадка; 3 — устройство для перераспределения жидкости; 4 — решетка

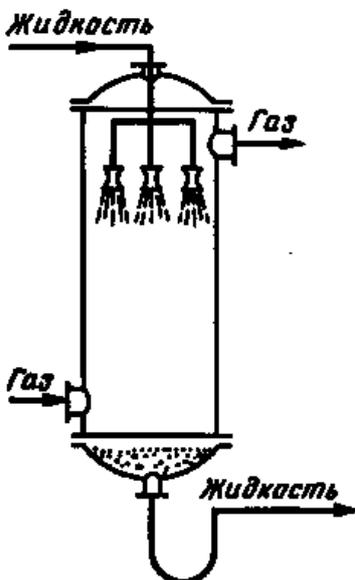
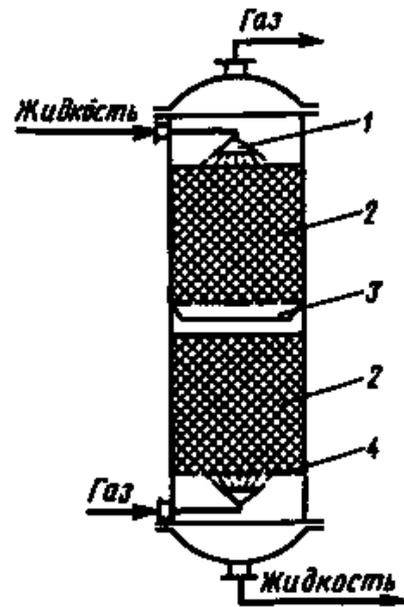


Рис. 17.4. Распыливающий абсорбер

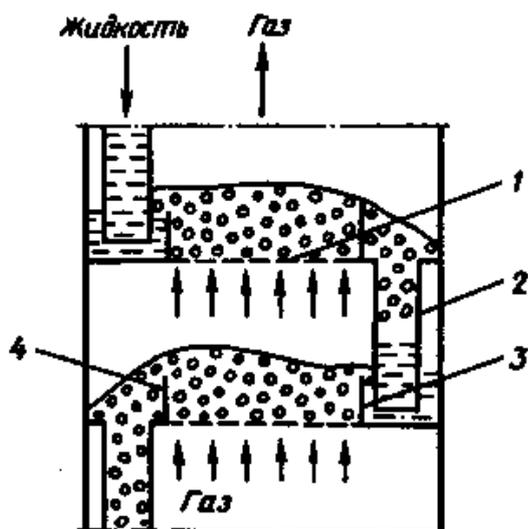


Рис. 17.5. Ситчатые тарелки с переливными устройствами:

1 — тарелка; 2 — переливное устройство; 3, 4 — пороги

17.3. Общие сведения об адсорбции

Адсорбция, как и абсорбция, является избирательным и обратимым процессом, в котором осуществляется поглощение газов, паров или растворённых в жидкостях веществ, твёрдыми поглотителями — **адсорбентами**. Поглощаемое вещество называют **адсорбтивом**.

В пищевой технологии адсорбцию используют для очистки диффузионного сока и сахарных сиропов в сахарном производстве, осветления пива и фруктовых соков, очистки от органических соединений спирта, водки и вин, сиропов в крахмало-паточном производстве и др. Различают физическую и химическую адсорбцию.

В изучении и разработке процессов адсорбции большую роль сыграли отечественные учёные (в т.ч. Н. Зелинский, создавший в 1915 г. первый угольный противогаз, А. Шилов, теоретически обобщивший закономерности процесса адсорбции).

В пищевой перерабатывающей промышленности широко используются следующие адсорбенты: активные (активированные) угли, си-

ликагели (гель кремниевой кислоты), алюмогели (гидроокись алюминия), цеолиты, глины и другие природные адсорбенты. Адсорбенты, которые непосредственно контактируют с продуктами, должны быть биологически безвредными, т.е. нетоксичными, прочными, не засорять продукт. Адсорбенты характеризуются большой удельной поверхностью, отнесённой к единице массы вещества.

Поры делятся на макропоры ($> 2 \times 10^{-4}$ мм), переходные поры ($6 \times 10^{-6} \dots 2 \times 10^{-4}$ мм) и микропоры ($2 \times 10^{-6} \dots 6 \times 10^{-6}$ мм).

При адсорбции возможно образование слоёв молекул поглощённого вещества толщиной в одну молекулу (мономолекулярная адсорбция), толщиной в несколько молекул, так называемая полимолекулярная адсорбция.

Адсорбенты характеризуются поглотительной способностью (активностью), определяемой количеством вещества, поглощённого единицей массы (объёма) адсорбента.

Различают *статическую* и *динамическую* поглотительную способность. *Статическая* поглотительная способность определяется максимально возможным количеством вещества поглощённого единицей массы (объёма).

Динамическая поглотительная способность определяется при пропускании адсорбтива через слой адсорбента и определяется количеством вещества, поглощённого единицей массы (объёма) адсорбента до «проскока» адсорбтива через слой адсорбента.

Максимальная поглотительная способность адсорбента при данной температуре, давлении и концентрации адсорбируемого вещества называется равновесной активностью. В промышленности ис-

пользуют адсорбенты в виде гранул размером 2...7 мм либо в порошкообразном состоянии с размером частиц 50...200 мкм.

Адсорбции способствуют пониженная температура и повышенное давление над адсорбентом, а также отсутствие примесей в фазе над адсорбентом. Адсорбция сопровождается уменьшением давления пара поглощаемого вещества в исходной смеси и выделением теплоты.

Процесс адсорбции предполагает регенерацию адсорбента. Регенерация адсорбента заключается в осуществлении десорбции и последующей обработке адсорбента.

Основным методом десорбции является вытеснение поглощённых компонентов насыщенным водяным паром. Далее адсорбент охлаждают и высушивают.

Процесс адсорбции является типичным примером массообменного процесса в системах с твёрдой фазой. Механизм протекания процесса для случая, когда через слой адсорбента проходит поток фазы с начальной концентрацией поглощаемого вещества y , выглядит следующим образом.

Через какой-то промежуток времени вследствие насыщения фронтального слоя адсорбента адсорбтивом и сорбирующиеся вещества проскакивают этот «отработанный» слой без изменения концентрации и зона адсорбции перемещается в следующие слои. При этом изменяется и перемещается фронт адсорбции, как это показано на рисунке 17.6.

Начиная с некоторого момента времени (τ_3) профиль фронта адсорбции не меняется, и фронт перемещается вглубь по высоте слоя h

с постоянной скоростью u . Концентрация адсорбтива в слое адсорбента

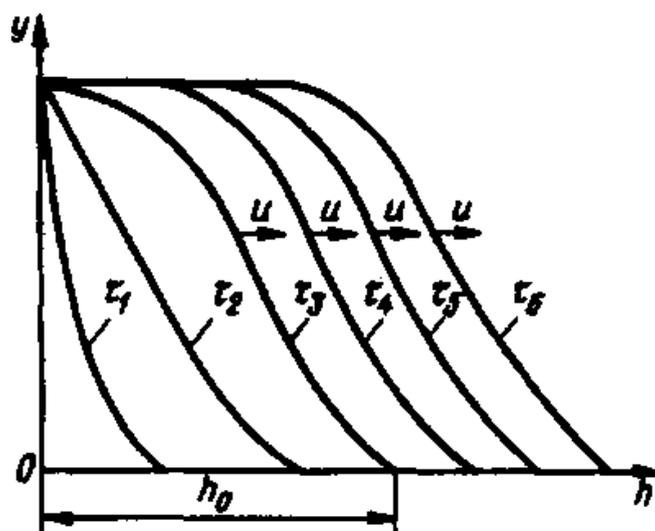


Рис. 17.6. Схема изменения фронта адсорбции

плавно изменяется и в некоторый момент времени наблюдается «проскок» адсорбируемого вещества через слой адсорбента, то есть заканчивается защитное действие слоя адсорбента. Средняя концентрация адсорбтива в слое адсорбента в момент «проскока» называется **динамической активностью слоя адсорбента**.

Участок слоя h_0 (см. рис. 17.6.), на котором происходит изменение концентрации поглощаемого вещества от начальной до концентрации, соответствующей началу «проскока», называется работающим слоем, а соответствующий промежуток времени – временем защитного действия.

Шиловым И.А. предложено уравнение, описывающее перемещение фронта адсорбции с постоянной скоростью. Время защитного действия составляет

$$\tau = k \cdot h - \tau_0 = h/u - \tau_0 , \quad (17.8)$$

где

$k = 1/u$ – коэффициент защитного слоя;

τ_0 – потеря времени защитного действия слоя.

Величины, входящие в уравнение (17.8) определяются на основании экспериментальных данных, которые представляют в виде графика (рис. 17.7.)

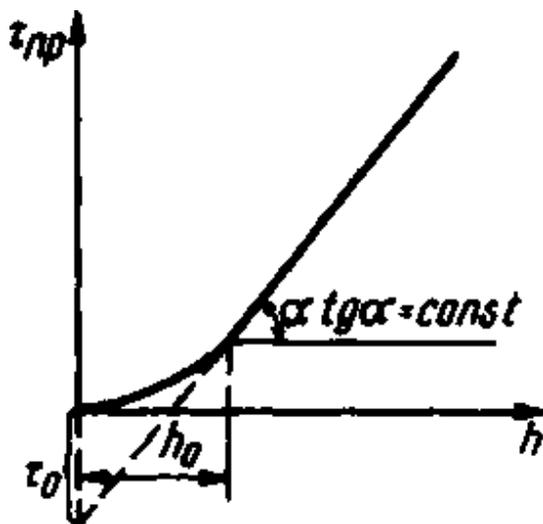


Рис. 17.7. Зависимость продолжительности защитного действия от высоты слоя адсорбента

Тангенс угла наклона прямолинейного участка графика равен коэффициенту защитного действия слоя k , а отрезок, отсекаемый продолжением этой прямой на оси ординат, соответствует потере времени защитного действия.

Высота слоя адсорбента определяется из основного уравнения массопередачи

$$h = \frac{u \cdot m_y}{K_{yV}}, \quad (17.9)$$

где

m_y – общее число единиц переноса по газовой или жидкой фазе

$$(m_y = 0,9y_n / \Delta y_{cp});$$

K_{yV} – объёмный коэффициент массопередачи.

Объёмный коэффициент массопередачи находится по формуле

$$K_{yV} = \frac{1}{1/\beta_{yV} + m/\beta_{xV}}, \quad (17.10)$$

где

β_{yV} и β_{xV} – объёмные коэффициенты массоотдачи в текучей и твёрдой фазах;

m – средний тангенс угла наклона линии равновесия.

При этом объёмный коэффициент массоотдачи β_{xV} определяют с использованием критериальных уравнений для диффузионного критерия Нуссельта, вид которых зависит от конкретных условий осуществления процесса.

Количество адсорбента в адсорбере периодического действия, необходимое для очистки парогазовой смеси, определяется из уравнения материального баланса и может быть рассчитано по формуле

$$m_a = V \cdot \tau \frac{y_n}{x_k - x_n}, \quad (17.11)$$

где

m_a – масса адсорбента, кг;

V – часовой расход исходной смеси, м³/ч;

τ – продолжительность адсорбции, ч;

y_n – начальная концентрация адсорбтива в исходной смеси, кг/м³;

x_n – начальная концентрация адсорбтива в адсорбенте, кг/кг;

m_a – конечная концентрация адсорбтива в адсорбенте, кг.

При этом в качестве конечной концентрации адсорбтива в адсорбенте следует принимать динамическую поглотительную способность адсорбента.

17.4. Устройство адсорберов

По организации процесса адсорберы делятся на аппараты периодического и непрерывного действия

Адсорберы периодического действия бывают с неподвижным и псевдоподвижным слоем адсорбента. Для очистки раствора в спиртовом и водочном производствах применяют также ёмкостные адсорберы с механическим перемешиванием.

Адсорберы непрерывного действия бывают с движущимся плотным или псевдосжиженным слоем.

Наряду с одноступенчатыми адсорберами широкое распространение получили многоступенчатые адсорберы с псевдооживленным слоем, которые имеют колонную конструкцию. В корпусе колонны располагаются газораспределительные решётки (тарелки) с переливными патрубками, служащими одновременно затворами для газового потока. Адсорбент поступает сверху и перетекает с верхних тарелок на низлежащие, при этом над каждой тарелкой создаётся псевдооживленный слой адсорбента.

Схемы основных типов адсорберов приведены ниже.

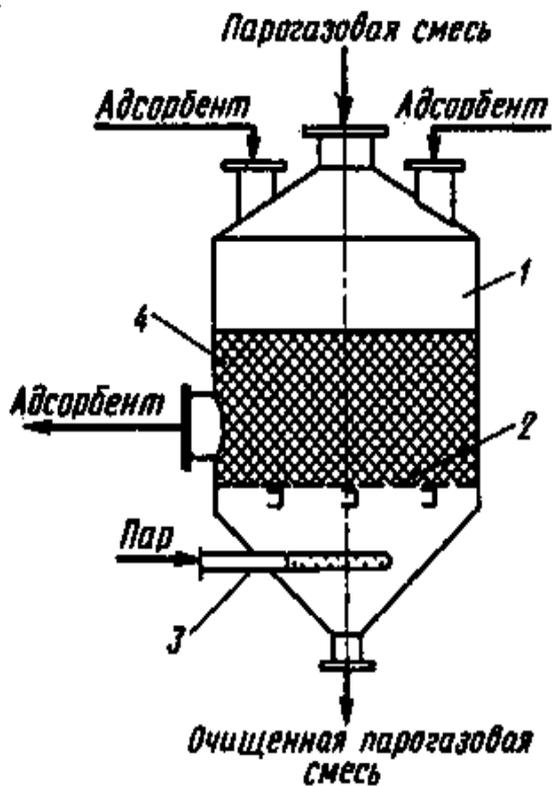


Рис. 17.8. Адсорбер с неподвижным слоем адсорбента:

1 — корпус; 2 — колосниковая решетка; 3 — кольцевая труба; 4 — адсорбент

Рис. 17.9. Адсорбер с псевдооживленным слоем:

1 — корпус; 2 — распределительная решетка; 3 — сепаратор

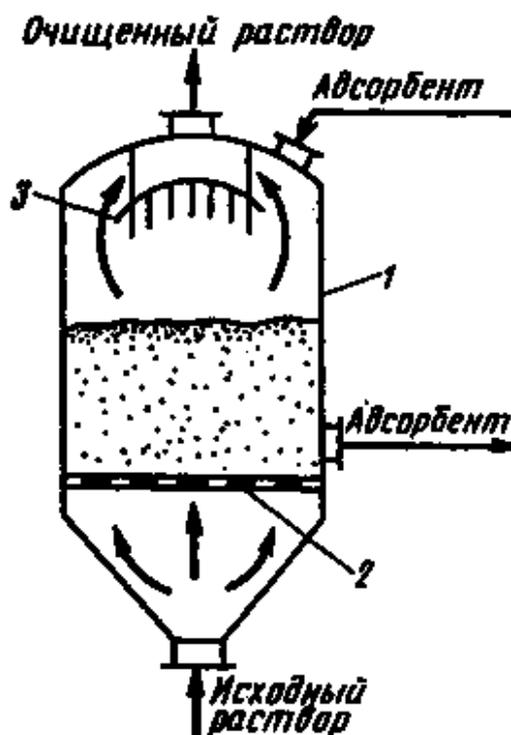


Рис. 17.10 Адсорбер с движущимся слоем адсорбента:

1 — холодильник; 2 — распределительные тарелки; 3 — подогреватели; 4 — шлюзовой затвор; 5 — распределитель острого пара; 6 — распределитель исходной смеси

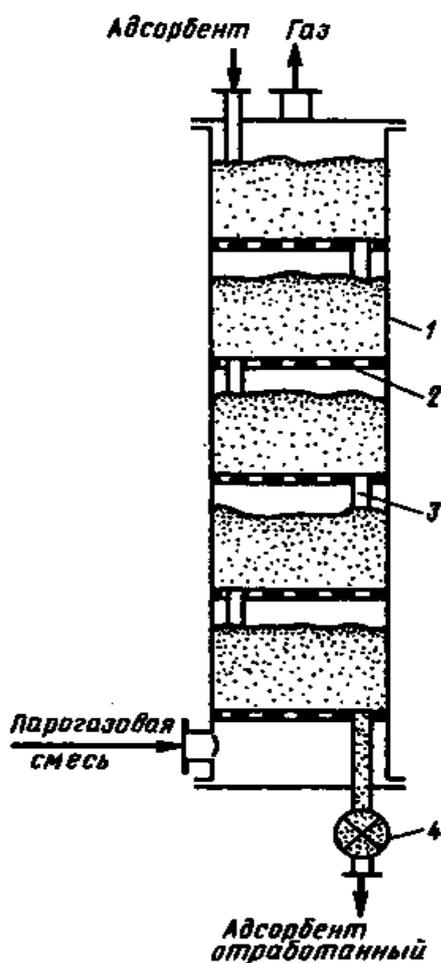
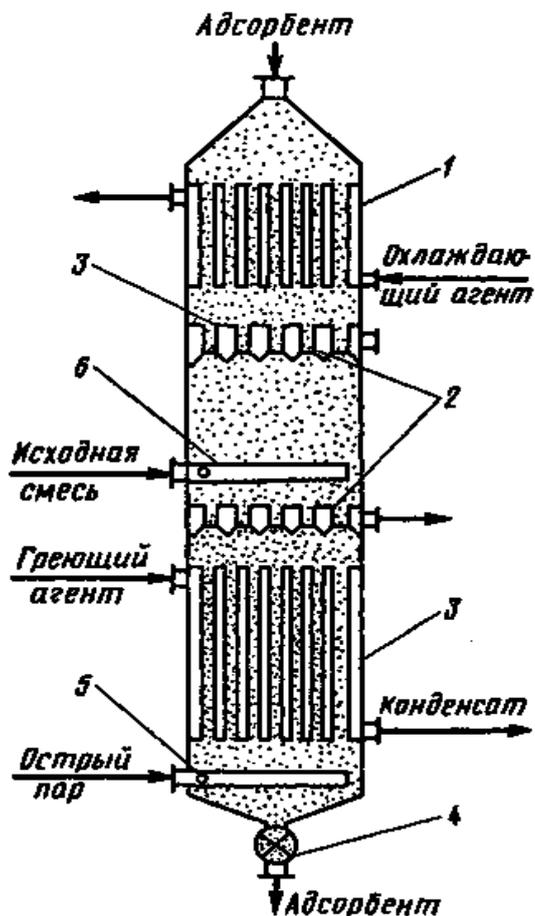


Рис.17.11. Многоступенчатый адсорбер с псевдооживленным слоем:

1 — корпус; 2 — газораспределительная решетка; 3 — переливной патрубков; 4 — шлюзовой затвор

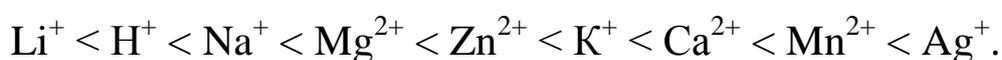
17.5. Ионообменная адсорбция

При адсорбции электролитов преимущественно адсорбируются катионы, или анионы. При этом они замещаются эквивалентным количеством ионов того же знака из адсорбента, и раствор остаётся нейтральным. Этот ионообменный процесс получил название ионообменной адсорбции.

Материалы, способные к обмену ионами, получили название ионитов — катионитов (для обмена катионов) и анионитов (для обмена анионов).

Ионообменные свойства веществ характеризуются емкостью обмена, выражаемой числом миллиграмм-эквивалентов ионов, обмениваемых на один грамм ионита. Природные иониты (цеолиты, глинистые минералы, апатиты, целлюлоза, хлопок, крахмал и др.) характеризуются малой емкостью обмена.

Иониты, как правило, имеют каркас, несущий избыточный заряд, и противоионы. Каркас ионообменных смол называют также матрицей; он состоит из высокополимерной пространственной сетки гидрофобных углеводородных цепей. В отдельных местах к каркасу прикрепляются активные группы молекул, придающие смоле ионообменные свойства. Эти группы называют фиксированными ионами. В зависимости от знака зарядов иониты подразделяют на катиониты, аниониты и амфониты. Катиониты создают кислый характер среды и обмениваются с ней положительно заряженными противоионами. По способности к обмену их можно расположить в такой ряд:



Аниониты создают основной характер среды. Противоионы по их способности к обмену располагаются в следующий ряд:



Амфонитами называют иониты, которые содержат одновременно фиксированные ионы обоих знаков и соответственно обмениваются ионами обоих знаков.

Если в окружающий ионит раствор добавляются более активные ионы, то менее активные ионы вытесняются с его поверхности. Скорость обмена растет с увеличением температуры и площади контакта ионита.

Иониты выпускают в виде порошков, зерен, гранул, волокон, пленок и т.п. В ионообменных аппаратах высота слоя ионита может составлять от 0,003...0,01 м — для порошковых ионитов (размер зерен 0,04...0,07 мм) до 1...3 м — для крупнозернистых веществ (размер зерен 0,3...2 мм). Иониты хорошо регенерируются слабыми растворами минеральных кислот или солей (катиониты), щелочей или аммиака (аниониты) с последующей промывкой водой.

Расчеты ионного обмена выполняют так же, как и расчеты адсорбции. Для организации процесса используют все виды адсорбционных аппаратов.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что собой представляет абсорбция? 2. Как называют процесс обратный абсорбции? 3. Каким законом характеризуется равновесие в процессах абсорбции? 4. Напишите выражение закона Генри. 5. Как называют компоненты, участвующие в процессах абсорбции? 6. Напишите выражение для расхода аб-

сорбента. 7. Какие факторы способствуют абсорбции и десорбции? 8. Что является движущей силой абсорбции? 9. Что называют коэффициентом распределения в процессе абсорбции? 10. Назовите основные принципиальные схемы абсорбции. 11. Как определяются коэффициенты массопередачи в процессах абсорбции? 12. Назовите основные типы абсорберов. 13. Что собой представляет адсорбция. 14. Как называют компоненты, участвующие в процессах адсорбции? 15. Какими свойствами должны обладать адсорбенты? 16. Назовите основные адсорбенты, применяемые в пищевой промышленности. 17. От каких факторов зависит процесс адсорбции? 18. Что такое статическая поглотительная способность (активность) адсорбента? 19. Что такое динамическая поглотительная способность (активность) адсорбента? 20. Что называют работающим слоем адсорбента? 21. Что называют временем защитного действия адсорбента? 22. Приведите формулу для расчета количества адсорбента в аппарате периодического действия. 23. Изобразите зависимость продолжительности защитного времени действия от высоты слоя адсорбента. 24. Назовите основные типы адсорберов. 25. В чем состоит особенность ионообменной адсорбции?

18. Сушка

18.1. Общие сведения о сушке

Процесс сушки широко применяется как в сельскохозяйственном производстве, так и в различных технологиях переработки сельскохозяйственной продукции.

Сушка – процесс удаления влаги из материала. Удаление влаги из материала может осуществляться различными способами:

- **механическим** (отжатие, центрифугирование, фильтрование);
- **сорбционным** (путем смешивания высушиваемого материала с гигроскопическими материалами - влагопоглотителями);
- **тепловым** (путем испарения влаги, содержащейся в материале, под действием подводимой теплоты и отвода образующихся паров).

При этом под сушкой обычно понимают тепловой способ удаления влаги из материала. В свою очередь, в зависимости от способа подвода теплоты к высушиваемому материалу различают следующие методы сушки :

- конвективный (подвод теплоты непосредственно от агента сушки – нагретого воздуха или газовой смеси);
- кондуктивный или контактный (подвод теплоты путем непосредственного контакта с нагретой поверхностью);
- радиационный (нагрев солнечным или искусственным инфракрасным излучением);
- диэлектрический (СВЧ-сушка);
- сублимационный (сушка в глубоком вакууме замороженных продуктов).

На процесс сушки большое влияние оказывает вид высушиваемого материала и форма связи влаги с материалом.

Большинство высушиваемых материалов в перерабатывающих технологиях относятся к коллоидным капиллярно-пористым телам.

Связь влаги с материалом может быть химической, физико-химической и физико-механической (механической). Тепловой сушкой удаляется влага с физико-химической и физико-механической формой связи. К влаге с физико-химической связью относят адсорбционную и осмотическую влагу. Адсорбционная влага удерживается на поверхности коллоидных частиц силами молекулярного притяжения и удаляется только при испарении. Осмотическая влага (влага набухания) находится внутри ячеек тела с полупроницаемыми оболочками и может диффундировать внутри тела при наличии градиента концентрации влаги. К влаге с физико-механической связью относят капиллярную и поверхностную влагу (влага смачивания). Этот вид влаги имеет наименьшую прочность связи с материалом и большая часть ее может быть удалена механическим способом.

Состояние влажного материала оценивается такими показателями как влажность и влагосодержание.

Влажность материала W – отношение массы влаги, содержащейся в материале, к массе влажного материала (обычно выражается в процентах)

$$W = \frac{m_{\text{вл}}}{m_{\text{вл}} + m_c} \cdot 100 \text{ , \% } , \quad (18.1)$$

где $m_{\text{вл}}$ – масса влаги;

m_c – масса сухого материала.

Влагосодержание представляет собой отношение массы влаги к массе сухого материала. Влагосодержание выражается в относительных единицах (кг/ кг) - x , либо в процентах - W^c

$$x = \frac{m_{вл}}{m_c}, \quad \text{кг/кг}; \quad (18.2)$$

$$W^c = \frac{m_{вл}}{m_c} \cdot 100, \quad \% . \quad (18.3)$$

Между влагосодержанием и влажностью материала существует следующая зависимость:

$$W^c = \frac{W}{100 - W}, \quad \% \quad (18.4)$$

Сушка обычно происходит в воздушной или газо-воздушной среде, которая характеризуется относительной влажностью $\varphi, \%$. Каждому значению относительной влажности воздуха соответствует определенная влажность материала, при которой прекращается влагообмен между материалом и окружающей средой. Такое состояние термодинамического равновесия наступает, когда парциальное давление пара на поверхности материала p_m равно парциальному давлению пара p_n в окружающей среде, и соответствующая этому состоянию влажность материала называется равновесной W_p . Равновесная влажность материала при относительной влажности воздуха $\varphi=100\%$ называется гигроскопической влажностью W_g .

Зависимость между равновесной влажностью материала и относительной влажностью воздуха при определенной температуре называют изотермой сорбции (десорбции). На рисунке 18.1 представлена изотерма сорбции (десорбции), характерная для капиллярно-пористых тел. Слева над кривой равновесной влажности располагается

ся область сорбции (увлажнения). В этой области $p_m < p_n$, и материал поглощает влагу из окружающего воздуха. Справа под кривой находится область десорбции (сушки). В этой области $p_m > p_n$, и влага из материала в виде пара переходит в окружающий воздух.

Под *кинетикой сушки* понимают изменение во времени тепловлажностного состояния высушиваемого материала. Анализ кинетики сушки проводят по кривым сушки, представляющим зависимость влагосодержания (влажности) материала от продолжительности сушки. На кривых сушки может приводиться также зависимость температуры тела от продолжительности сушки (влагосодержания материала).

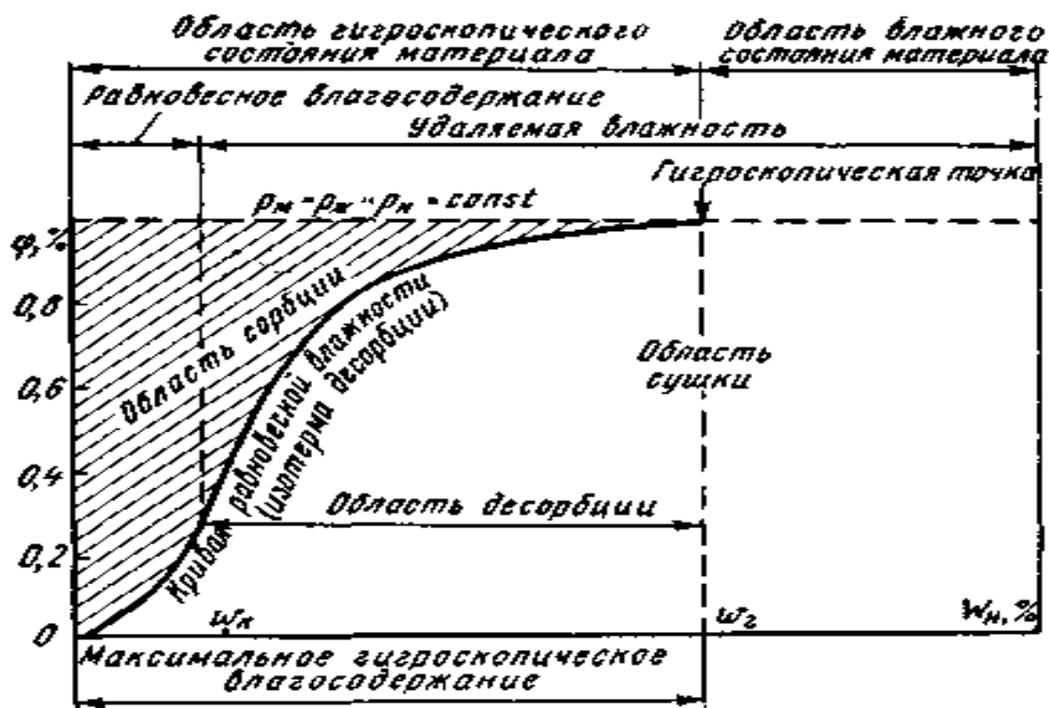


Рис. 18.1. Изотерма сорбции-десорбции капиллярно-пористых тел.

Кривую скорости сушки получают путем дифференцирования зависимости влагосодержания (влажности). Типичные кривые сушки и скорости сушки коллоидного капиллярно-пористого материала представлены на рисунках 18.2 и 18.3.

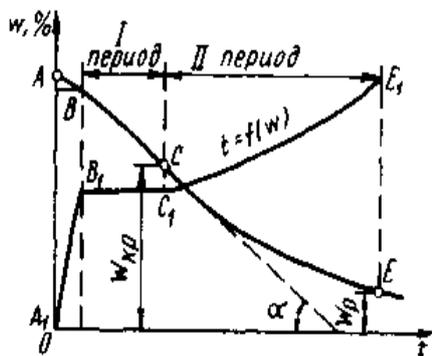


Рис. 18.2. Кривая сушки.

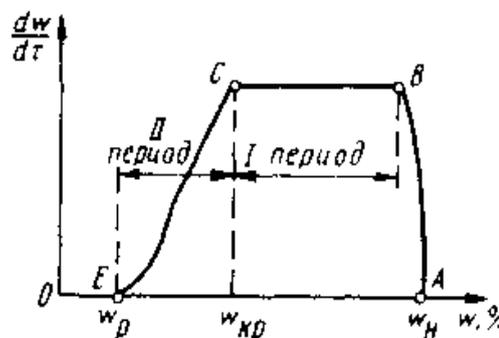


Рис. 18.3. Кривая скорости сушки

На кривой сушки до равновесной влажности можно выделить три стадии: стадию прогрева материала - (AB), стадию почти постоянной скорости сушки - (BC) и стадию убывающей скорости - (CE). Поскольку на стадии прогрева материала удаляется незначительное количество влаги, участок постоянной скорости сушки называют первым периодом сушки, а участок убывающей скорости - вторым периодом сушки.

В первый период сушки, продолжающийся до критической влажности, из материала удаляется свободная влага (поверхностная и влага, содержащаяся в макрокапиллярах). Скорость испарения этой влаги равна скорости испарения воды со свободной поверхности и температура тела в этот период равна температуре мокрого термометра.

Во второй период удаляется связанная влага (влага из микрокапилляров, осмотическая и адсорбционная). Этот период продолжается до достижения равновесной влажности и сопровождается падением скорости сушки. Температура тела в этот период растет, достигая к концу периода температуры окружающей среды.

Тепловая сушка капиллярно-пористых материалов - это один из наиболее сложных процессов, который по существу является тепло -

массообменным процессом. Перемещение влаги в материале может осуществляться одновременно под действием градиентов концентраций и температур, то есть в таких случаях имеет место явление термодиффузии. Плотность потока массы влаги при постоянном давлении тогда можно выразить дифференциальным уравнением

$$j = \bar{\gamma} k \rho_T \left(\frac{\partial X}{\partial n} + \delta \frac{\partial T}{\partial n} \right), \quad (18.5)$$

где

k – коэффициент массопроводности, $\text{м}^2/\text{с}$;

ρ_T – плотность абсолютно сухого материала, $\text{кг}/\text{м}^3$;

X – влагосодержание материала, $\text{кг}/\text{кг с. мат.}$;

n – нормаль к изоконцентрационной поверхности, м ;

δ – коэффициент термовлагопроводности, К^{-1} ;

T – температура в точке тела, К .

Первый член уравнения (18.5) выражает перенос влаги под действием градиента концентрации влаги, второй – под действием градиента температуры. Кинетические коэффициенты являются функциями температуры и влажности тела, поэтому перенос влаги в теле необходимо рассматривать совместно с распространением в нем теплоты.

18.2. Варианты конвективной сушки

Конвективная сушка является наиболее распространенным способом тепловой сушки. В пищевых технологиях кроме обычной сушки подогретым воздухом с однократным взаимодействием его с высушиваемым материалом используют следующие варианты конвективной

сушки: с многократным промежуточным нагреванием воздуха; с частичной рециркуляцией отработанного воздуха; с многократным промежуточным нагреванием воздуха; и частичной рециркуляцией его в отдельных зонах; с замкнутой циркуляцией сушильного агента.

Сушка с многократным промежуточным нагреванием воздуха применяется для сушки сухарей и макаронных изделий. При такой технологии сушки обычно температура сушильного агента изменяется в диапазоне от $t_{\text{в}}$ до $t_{\text{н}}$. Сначала воздух нагревают до $t_{\text{в}}$, а после взаимодействия его с высушиваемым материалом его температура падает до $t_{\text{н}}$, затем воздух опять подогревают до температуры $t_{\text{в}}$, и после очередного взаимодействия с материалом воздух охлаждается до $t_{\text{н}}$, и т. д. Такую схему сушки применяют для сушки пищевых продуктов, которые не должны подвергаться воздействию высоких температур.

Сушка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха также позволяет снизить температуру агента сушки. При таком варианте сушки к исходному воздуху частично подмешивается отработанный агент сушки, а затем смесь подогревается в калорифере до нужной температуры. Сушка происходит при повышенном начальном влагосодержании агента сушки и с высокой скоростью газа в сушилке. Расход теплоты в сушилке с частичной рециркуляцией и в сушилке без циркуляции воздуха будут одинаковыми при тех же пределах изменения состояния воздуха.

Сушка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха и промежуточным нагревом в калориферах представляет собой сочетание описанных выше вариантов и позволяет обеспечить мягкие

условия сушки при подведении необходимого количества теплоты. Высокая же скорость газового потока в сушилке приводит к возрастанию коэффициента массоотдачи и увеличению скорости сушки в первом периоде.

18.3. Устройство сушилок

Сушилки, применяемые в пищевой промышленности, отличаются большим разнообразием конструкций и подразделяются

- по способу подвода теплоты (конвективные, контактные, радиационные и т. д.);
- по виду используемого теплоносителя (воздух, пар, топочные газы);
- по величине давления в сушилке (атмосферные и вакуумные);
- по способу организации процесса (периодического и непрерывного действия);
- по схеме взаимодействия потоков (прямоточные, противоточные, перекрестного и смешанного тока).

Наибольшим разнообразием конструкций отличаются конвективные сушилки, среди которых можно назвать камерные, туннельные, ленточные, барабанные, шахтные, сушилки с псевдоожиженным слоем, вибросушилки, распылительные сушилки и некоторые другие.

Камерные сушилки отличаются простотой конструкции и являются сушилками периодического действия. Они состоят из корпуса (камеры), внутрь которого помещаются вагонетки с высушиваемым материалом. Нагретый в калорифере воздух подается в сушилку и пронизывает расположенный на полках материал, обеспечивая испарение влаги, содержащейся в материале и отвод образующихся паров,

при этом используется частичная рециркуляция сушильного агента. Такие сушилки применяются в малотоннажном производстве для сушки материалов при невысоких температурах. К их недостаткам относятся низкая производительность и неравномерность сушки продукта.

Для сушки сухарей, макарон, овощей, фруктов и ряда других продуктов широко применяются *туннельные сушилки*, которые относятся к сушилкам непрерывного действия. Туннельная сушилка (рис. 18.4) представляет собой удлиненный корпус, в котором перемещаются по рельсам тележки с расположенным на полках высушиваемым материалом. Передвижение тележек происходит с помощью толкателя, и время пребывания тележки в сушилке выбирается из расчета, чтобы сушка достигалась за один проход. Сушка обеспечивается за счет подачи подогретого в калорифере воздуха, взаимодействующего с материалом в прямотоке либо в противотоке. В некоторых сушилках может предусматриваться частичная рециркуляция агента сушки и промежуточный подогрев в сушильной камере.

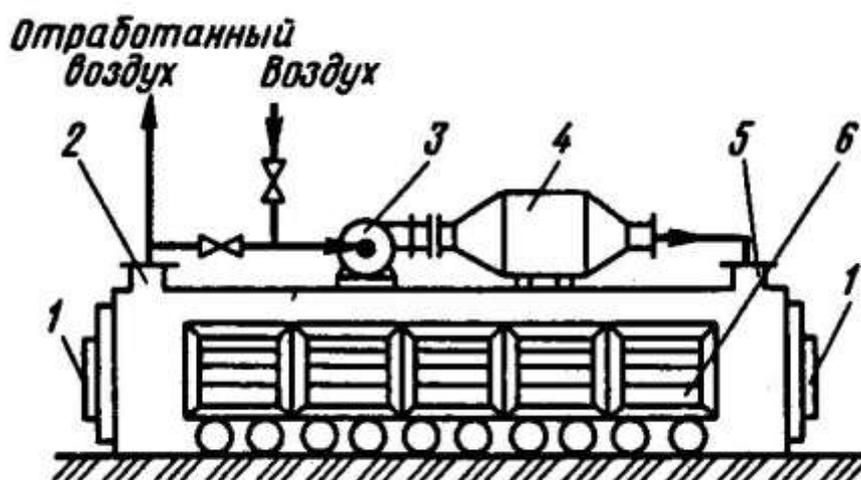


Рис. 18.4. Туннельная сушилка:

1 – двери; 2 – газоход; 3 – вентилятор; 4 – калорифер;

5 – корпус; 6 – тележки с материалом

Ленточные сушилки используются для сушки той же группы материалов, что и туннельные сушилки. Чаще всего ленточные сушилки бывают многоярусными (рис. 18.5). Для пересыпания материала с ленты на ленту устанавливают направляющие лотки. При пересыпании материала с ленты на ленту происходит перемешивание материала, что способствует увеличению скорости сушки

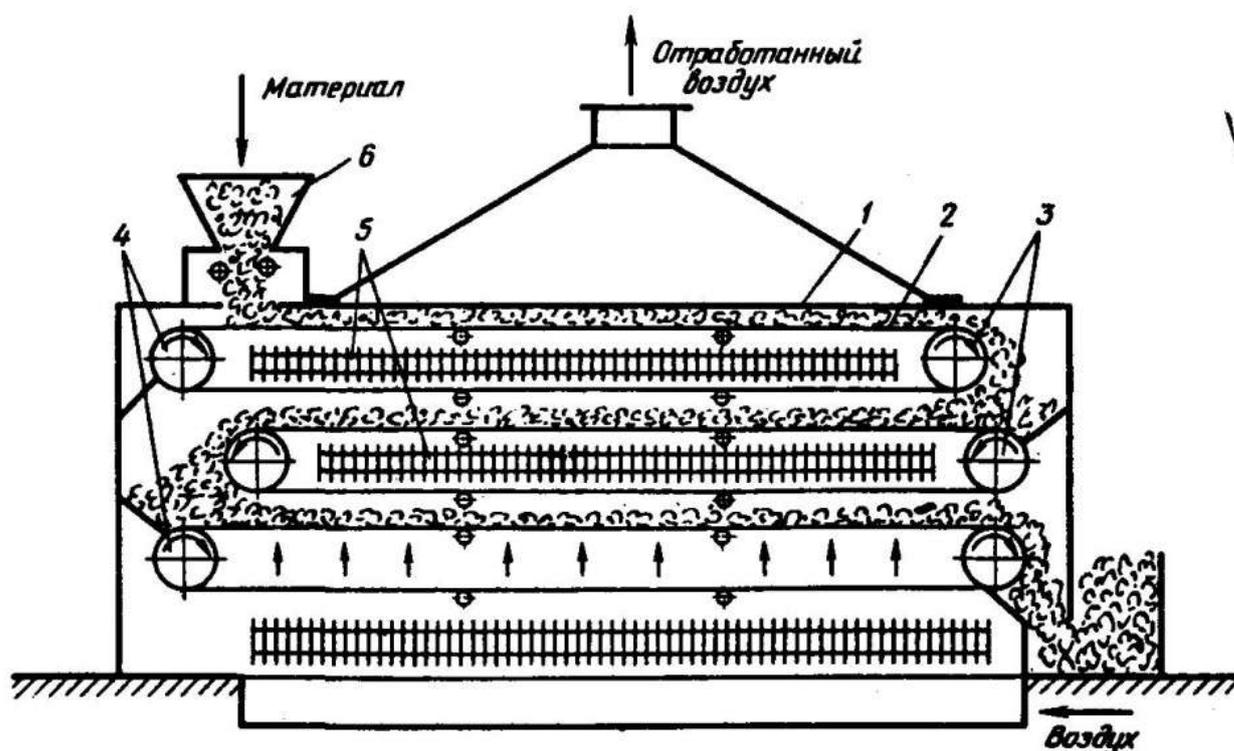


Рис. 18.5. Ленточная сушилка:

- 1 – корпус; 2 – ленточный конвейер; 3 – ведущие барабаны;
4 – ведомые барабаны; 5 – калориферы; 6 – бункер
с загрузочным устройством

Ленточные сушилки бывают прямоточными противоточными и с перекрестным током. В таких сушилках может предусматриваться рециркуляция воздуха, благодаря чему вместе с промежуточным подогревом сушильного агента достигается мягкий режим сушки.

Барабанные сушилки применяют для сушки зерна, свекловичного жома, зерно-картофельной барды, сахара-песка и других продуктов. Барабанные сушилки (рис. 18.6) имеют цилиндрический полый барабан, являющийся сушильной камерой, который устанавливается под небольшим углом к горизонту. Барабан имеет привод, обеспечивающий его вращение с частотой $5 \dots 8 \text{ мин}^{-1}$. Внутри барабана устанавливают специальные насадки, которые способствуют перемешиванию материала и улучшают обтекание его сушильным агентом, в качестве которого выступает подогретый воздух либо смесь воздуха с топочными газами. Тип насадки выбирают в зависимости от свойств высушиваемого материала, и насадка кроме перемешивания обеспечивает продвижение материала к выходу. Движение газов и материала в сушилке может быть организовано прямотоком либо противотоком.

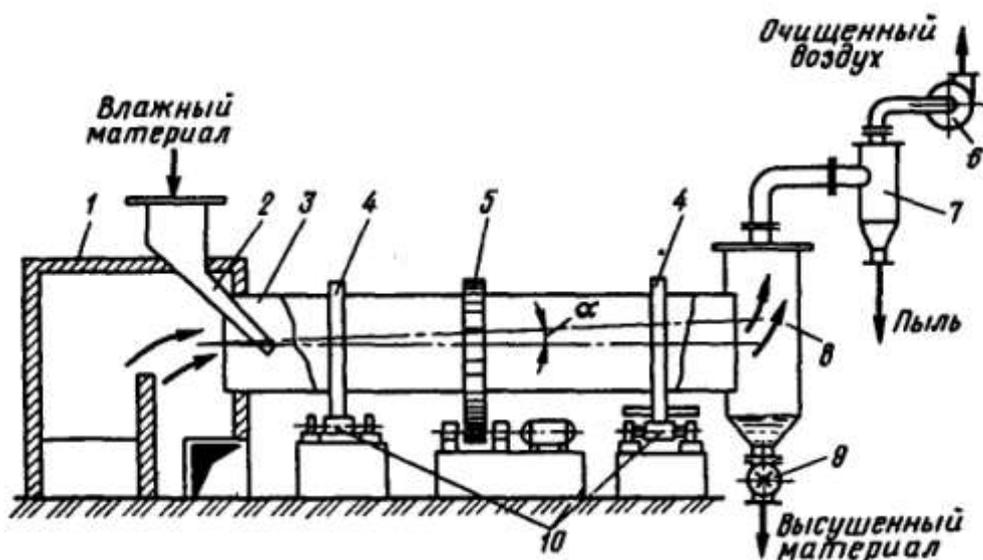


Рис. 18.6. Барабанная сушилка:

- 1 – топка; 2 – загрузочный бункер; 3 – барабан; 4 – бандажки;
 5 – зубчатое колесо; 6 – вентилятор; 7 – циклон; 8 – приемный
 бункер; 9 – шлюзовый питатель; 10 – опорные ролики

Шахтные сушилки применяют для сушки зерна, жома, овощей и других материалов. Материал в шахтных сушилках движется под действием силы тяжести, а его движение замедляется установленными в корпусе перегородками или полками. Кроме того имеются различного рода распределительные устройства для агента сушки, которые обеспечивают пронизывание им высушиваемого материала. На рисунке 18.7 представлена схема шахтной сушилки для свекловичного жома.

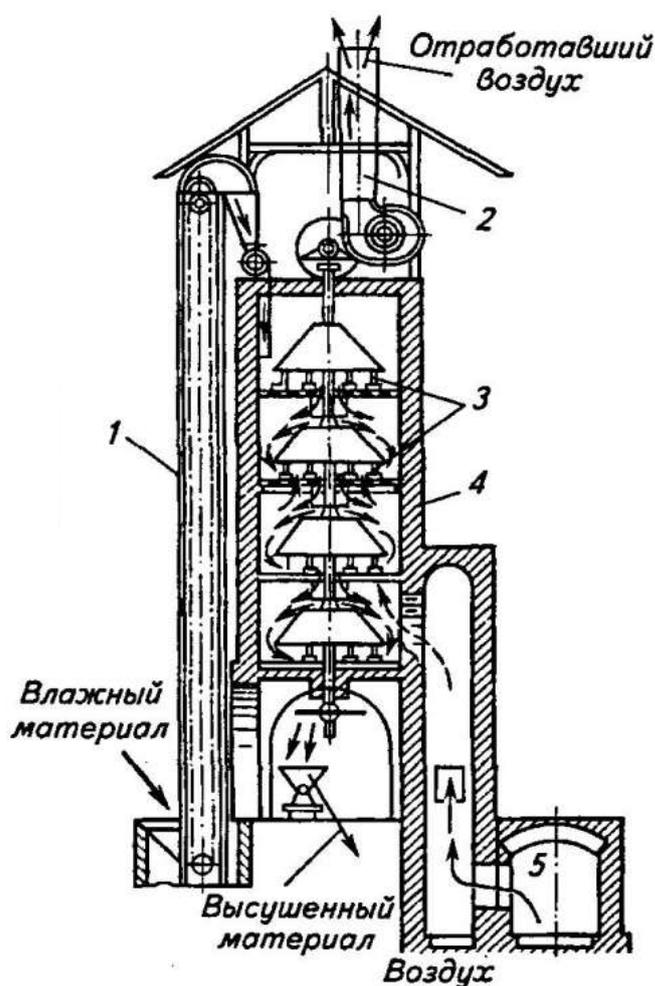


Рис. 18.7. Шахтная сушилка для свекловичного жома:

- 1 – вертикальный ковшовый транспортер (нория); 2 – фильтр; 3 – скребки; 4 – корпус; 5 - печь

В представленной на схеме сушилке сырой жом проходит через ряд решетчатых полок с центральными отверстиями. Через эти отверстия пропущен вал с приводом. На валу закреплены распределяющие конусы со скребками. Скребки подгребают падающий с конусов материал к центральным отверстиям решеток. Агентом сушки являются образующиеся в печи топочные газы, которые отсасываются вентилятором.

Сушилки с псевдооживленным слоем применяются для сушки зерна и мелкозернистых материалов. По своей конструкции они бывают горизонтальными и вертикальными, односекционными или с несколькими секциями. Схема односекционной сушилки с псевдооживленным (кипящим) слоем представлена на рис. 18.8. В этой сушилке агент сушки, представляющий смесь воздуха с топочными газами, подается под газораспределительную решетку и одновременно является оживающим агентом. Псевдооживление способствует интенсификации сушки. Высушенный материал выносится газами из камеры сушилки через патрубок в циклон, где происходит отделение материала от отработанных газов. Для повышения равномерности сушки применяют многосекционные сушилки.

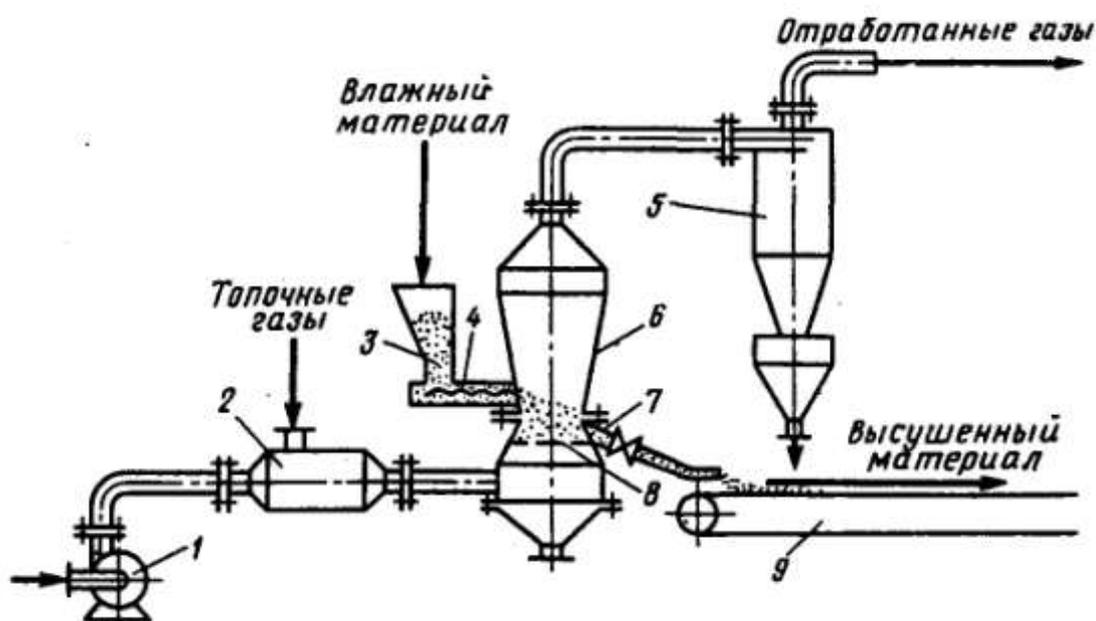


Рис. 18.8. Односекционная сушилка с псевдооживленным слоем:

- 1 – вентилятор; 2 – калорифер; 3 – бункер; 4 – шнек; 5 – циклон; 6 – корпус сушилки; 7 – выгрузной патрубок; 8 – газораспределительная решетка; 9 – конвейер

Для сушки плохоожижаемых материалов: влажных тонкодисперсных, полидисперсных, комкующихся и т.п. применяют **вибросушилки**. Наиболее распространенными являются лотковые сушилки, в которых наклоненный под небольшим углом к горизонту лоток под воздействием вибратора совершает низкочастотные колебания. Благодаря сочетанию низкочастотной вибрации и пропусканию через материал потока газа создается виброаэропсевдоожиженный (виброкипящий) слой материала, в котором интенсифицируются тепломассообменные процессы. Такие сушилки используют для сушки картофельной крупки на картофелеперерабатывающих заводах.

Распылительные сушилки применяются для сушки растворов, суспензий и пастообразных материалов. В таких сушилках получают сухое молоко, молочно-овощные концентраты, пищевые и кормовые дрожжи, яичный порошок и ряд других продуктов.

Обычно распылительная сушилка представляет собой коническо-цилиндрический аппарат, в котором в поток теплоносителя подается диспергированный материал. Для диспергирования материала применяют центробежные распылители, пневматические и механические форсунки. Тепломассообменные процессы в таких сушилках протекают с высокой скоростью и время пребывания материала в сушилке не превышает 50 секунд. Это позволяет использовать агенты сушки с высокой температурой даже для термолабильных материалов.

Недостатком распылительных сушилок является сравнительно небольшой удельный съем влаги (до $20 \text{ кг/м}^3 \text{ ч}$) и значительная материало- и энергоемкость.

На рис. 18.9 представлена схема сушилки с дисковым распылителем. Высушиваемый раствор подается на вращающийся диск, куда

направляется также поток нагретого воздуха. Благодаря центробежным силам и взаимодействию с потоком воздуха происходит диспергирование материала и его высушивание. Высушенный продукт оседает на дно сушильной камеры и далее через затвор попадает на виброхолодильник. Отработанный воздух через центральную трубу с козырьком и циклон удаляется в атмосферу, а порошковый продукт из камеры 8 и циклонов пневмотранспортом подается на упаковку.

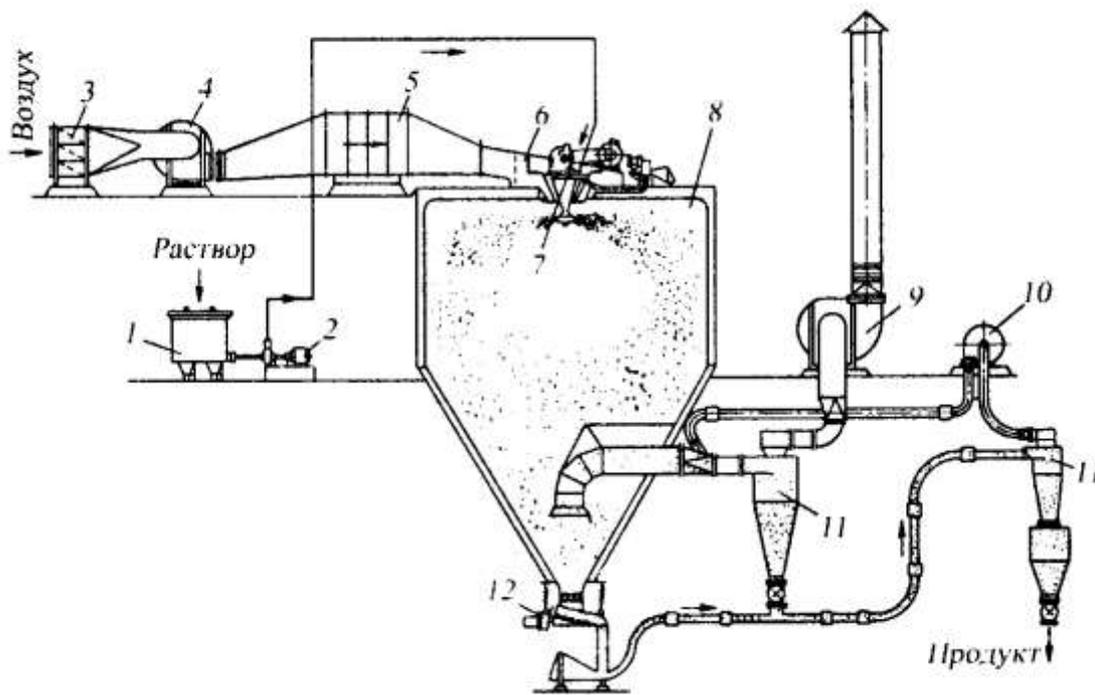


Рис. 18.9. Схема распылительной дисковой сушилки:

1 – емкость; 2 – насос-дозатор; 3 – фильтр; 4 – вентилятор; 5 – калорифер; 6 – распределитель воздуха; 7 – привод с распыляющим диском; 8 – камера; 9 – дымосос; 10 – вентилятор пневмотранспорта; 11 – циклон; 12 – виброхолодильник

Для сушки жидких и пастообразных материалов наряду с распылительными сушилками используются также вальцовые сушилки, которые по способу подвода теплоты относятся к контактным (кондуктивным).

На рис. 18.10. представлена двухвальцовая контактная сушилка, в которой высушивание материала происходит в тонком слое за один оборот валцов, вращающихся навстречу друг другу с частотой $2 \dots 10 \text{ мин}^{-1}$.

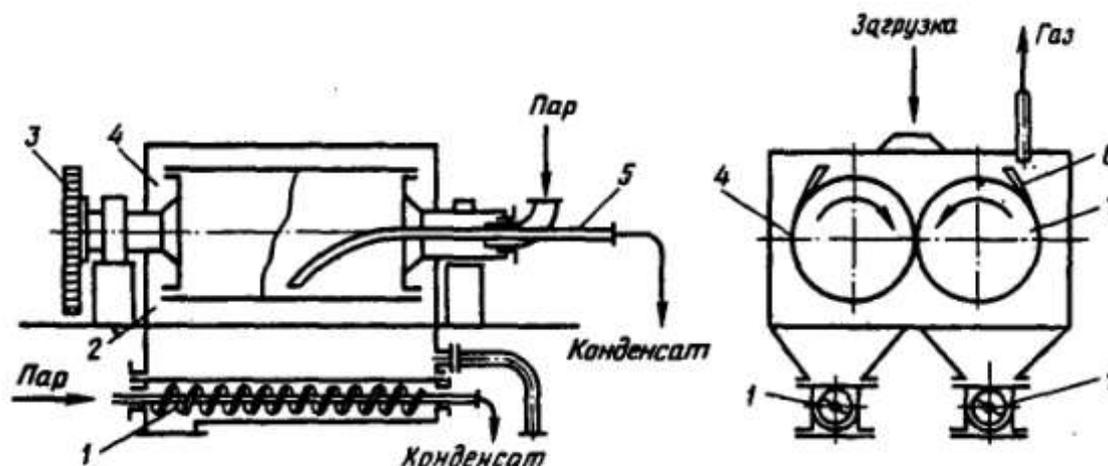


Рис. 18.10. Вальцовая сушилка:

- 1 – досушиватель; 2 – корпус; 3 – привод; 4 – ведущий валец;
5 – сифонная трубка; 6 – нож; 7 – ведомый валец

Греющий пар поступает внутрь валцов через полые цапфы, а конденсат выводится через сифонные трубки. Подсушенный материал снимается ножами, установленными вдоль образующей каждого вальца.

Для сушки ценных пищевых продуктов, когда к высушенным продуктам предъявляются высокие требования в отношении сохранения их биологических свойств, применяют *сублимационные сушилки*. В этих сушилках предварительно замороженный продукт сушат в глубоком вакууме (при абсолютном давлении $1,0 \dots 0,1 \text{ мм рт. ст.}$) и при низких температурах. При этом при подводе теплоты вода в виде льда переходит непосредственно в пар, минуя жидкую фазу.

Примером сублимационной сушилки может служить сушилка, схема которой представлена на рис. 18.11.

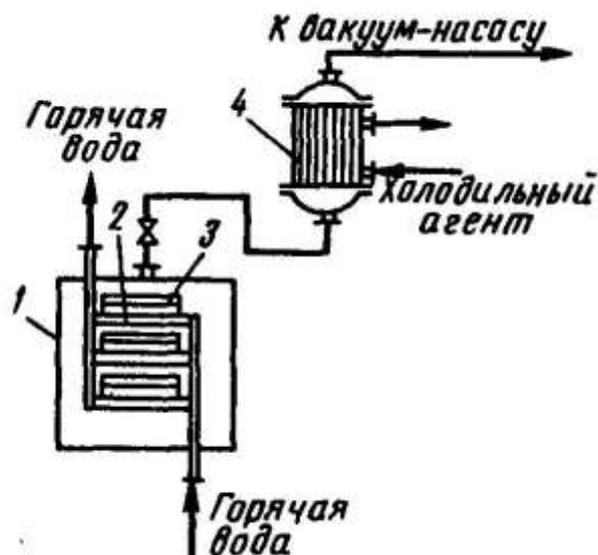


Рис. 18.11. Сублимационная сушилка:

- 1 – сушильная камера; 2 – плита;
- 3 – противень; 4 – конденсатор-вымораживатель;

В этой сушилке продукт размещают на противнях, устанавливаемых над обогреваемых горячей водой плитами. Теплота от плит передается противням за счет радиации. Образующаяся при сушке паровоздушная смесь из сушильной камеры (сублиматора) поступает в конденсатор-вымораживатель, где происходит конденсация и вымораживание водяных паров.

Влага из материала удаляется в три стадии. На первой стадии при снижении давления в сушильной камере происходит самозамораживание влаги и сублимация льда за счет теплоты, отдаваемой материалом. При этом удаляется до 15 % содержащейся в материале влаги. Основная часть влаги удаляется на второй стадии – сублимации. На третьей стадии в процессе тепловой сушки удаляется оставшаяся влага.

Для сушки зерновых материалов, таких, как горох, фасоль, ячмень и др. применяется радиационная сушка. В радиационных сушилках основная часть теплоты подводится к материалу за счет инфракрасного излучения. При этом интенсивность подвода теплоты и

скорость сушки существенно повышается по сравнению с конвективной и контактной сушкой. Так, продолжительность сушки материала в тонком слое сокращается в 30...100 раз.

Для термообработки дорогостоящих пищевых продуктов могут применяться *СВЧ-сушилки*. В этих сушилках обрабатываемый материал находится в электрическом поле высокой частоты, под действием которого ионы, электроны и поляризованные молекулы материала приобретают высокочастотное колебательное движение. Это приводит к выделению теплоты и разогреву материала. При этом подвод теплоты происходит не с поверхности материала, как при других способах сушки, но и по всей его толщине. Недостатками метода являются большая стоимость оборудования и энергоёмкость процесса.

18.4. Расчет сушилок

Ниже рассмотрена методика теплового расчета сушилки конвективного типа, как наиболее распространенного вида сушилок.

При тепловом расчете конвективных сушилок обычно стоит задача определения расхода агента сушки, теплоты и топлива для обеспечения требуемого уровня влажности материала на выходе из сушилки. Расчет ведется с использованием уравнений материального и теплового баланса.

На рисунке 18.12 представлена расчётная схема сушилки конвективного типа, на которой указаны параметры, характеризующие процесс сушки. В качестве исходных данных для расчёта, как правило, задают: производительность по высушиваемому материалу m_1 , кг/ч; влажность материала до и после сушильной камеры и после охла-

ждения – $W_1, W_2, W_3, \%$; расчётную температуру t_0 и φ_0 относительную влажность окружающего воздуха; температуру агента сушки t_1 на входе в сушильную камеру и его относительную влажность φ_2 или температуру t_2 на выходе из сушилки.

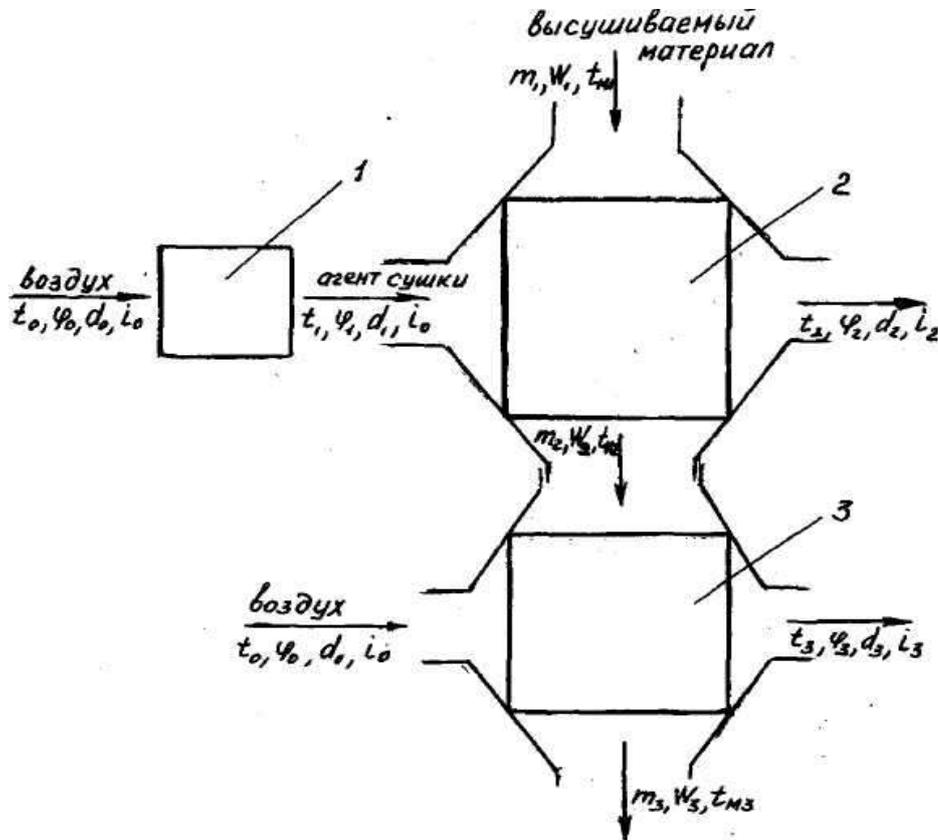


Рис. 18.12. Расчетная схема сушилки конвективного типа
 1 - топка со смесительной камерой; 2 - сушильная камера;
 3 - охлаждающая камера.

Для решения этой задачи, прежде всего, определяется количество влаги, которое необходимо удалить из высушиваемого материала. Это количество определяют из уравнения материального баланса для сушки

$$m_e = m_1 \frac{W_1 - W_2}{100 - W_2} = m_2 \frac{W_1 - W_2}{100 - W_1}, \text{ кг/ч} \quad (18.6)$$

где m_1 – количество материала, поступающего в сушильную камеру, кг/ч (кг);

m_2 – количество материала на выходе из сушильной камеры, кг/ч;
 W_1, W_2 – влажность материала, поступающего в сушильную камеру на входе и на выходе из неё.

Расход сушильного агента определяется по формуле

$$m_s = \frac{1000 \cdot m_{вл}}{(d_2 - d_1)}, \text{ кг/ч}, \quad (18.7)$$

где d_1 и d_2 – влагосодержание агента сушки до сушильной камеры и после неё, г/кг сух. воздуха.

Количество теплоты, расходуемой на сушку, определяют из уравнения теплового баланса сушильной камеры

$$Q = m_s (i_2 - i_0) - c_{вл} m_{вл} \cdot t_{м1} + Q_m + Q_n, \quad (18.8)$$

где

m_s – расход агента сушки, кг/ч;

i_2 – энтальпия агента сушки на выходе из сушильной камеры, кДж/кг;

$c_{вл} = 4,19$ кДж/кг К – удельная теплоёмкость влаги;

$m_{вл}$ – количество удаленной влаги, кг/ч;

$t_{м1}$ – температура материала на входе в сушилку, °С;

Q_m – затраты теплоты на нагрев материала, кДж/ч,

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Потери теплоты в окружающую среду зависят главным образом от площади стенок сушильной камеры и теплового перепада между агентом сушки в камере и окружающим воздухом. Приближённо Q_n находят по формуле

$$Q_n = q_n \cdot m_{вл}, \quad (18.9)$$

где

q_n – удельные потери теплоты в окружающую среду ($q_n = 3 \dots 8$ кДж/кг исп. влаги)

Затраты теплоты на нагрев материала рассчитывают по количеству материала на выходе m_2 из сушильной камеры

$$Q_m = m_2 c_m (t_{m2} - t_{m1}) = m_2 c_m \Delta t_m, \quad (18.10)$$

где

c_m – удельная массовая теплоёмкость высушиваемого материала, кДж/кг К;

t_{M1} и t_{M2} – температура материала соответственно на входе в сушильную камеру и выходе из неё, °С;

Δt_M – подогрев материала в сушильной камере, °С.

Значение теплоёмкости материала можно рассчитать с учётом влажности материала W_2 на выходе из сушильной камеры

$$c_m = c_{cm} (100 - W_2) \cdot 10^{-2} + 4,19W_2 10^{-2}, \quad (18.11)$$

где

c_m – удельная теплоёмкость сухого вещества материала, кДж/кг К (для зерна $c_{mc} = 1,55$ кДж/кг К).

Энтальпия атмосферного воздуха может быть найдена по диаграмме $i-d$ влажного воздуха, либо рассчитана по формуле

$$i_0 = t_0 + 0,001d_0(2501 + 1,93t_0),$$

где

t_0 – температура атмосферного воздуха, °С;

d_0 – влагосодержание воздуха, г/кг · с.воз.

При сушке воздухом без предварительного подогрева или при подогреве его в калорифере влагосодержание d_1 агента сушки принимается равным влагосодержанию атмосферного воздуха, то есть $d_1=d_0$.

Если сушка ведётся смесью воздуха с топочными газами, влагосодержание агента сушки на входе в сушильную камеру и коэффициент избытка воздуха для топочного устройства находится из уравнения материального и теплового баланса для топочного устройства.

Для расчетов процессов сушки удобно пользоваться $i-d$ диаграммой влажного воздуха. С ее помощью можно достаточно точно определять основные параметры агента сушки как перед сушильной камерой, так и на выходе из нее.

Изображение рабочих процессов, протекающих в сушилке, в координатах $i-d$ представлено на рисунке 18.13.

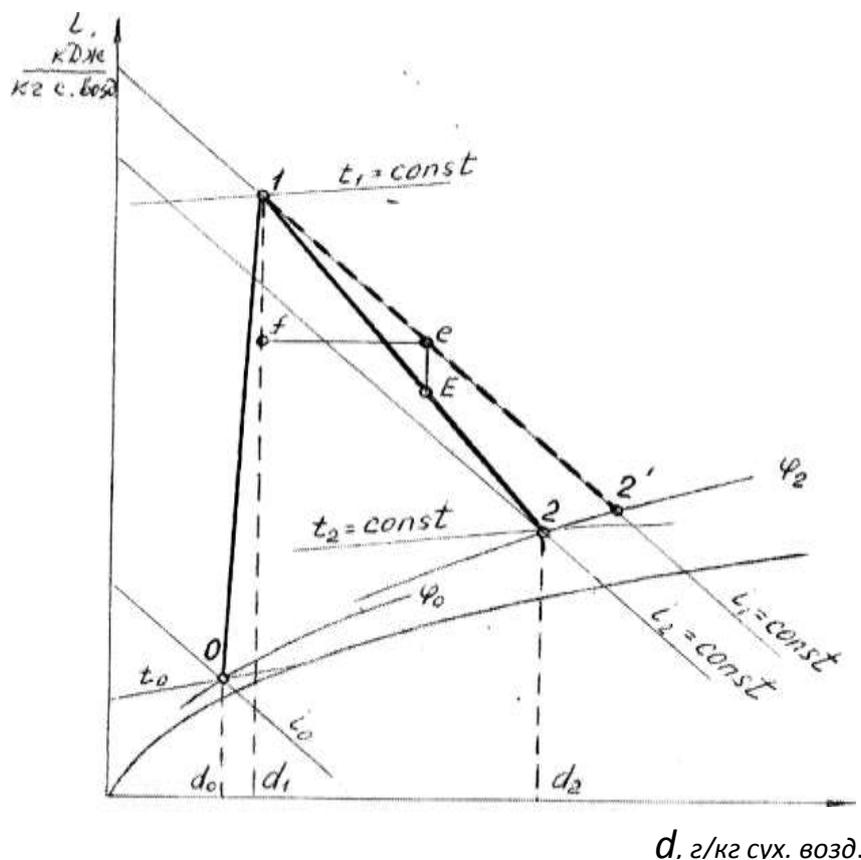


Рис. 18.13. Рабочие процессы в сушилке на диаграмме $i - d$ воздуха.

Состоянию атмосферного воздуха с температурой t_0 и относительной влажностью φ_0 соответствует на диаграмме точка 0. При подогреве воздуха путем смешивания его с топочными газами, образующимися при сжигании топлива, процесс нагрева изображается наклонной линией 0-1. Точка 1 соответствует состоянию сушильного агента на входе в сушильную камеру (t_1, d_1). (При нагреве воздуха в калорифере процесс нагрева на диаграмме изображается вертикальной кривой).

В идеальной сушилке при отсутствии потерь теплоты в окружающую среду и на нагрев материала, процесс протекает по линии $i = i_1 = const$ и состояние сушильного агента на выходе из сушильной камеры определяется точкой 2' пересечения линий $i_1 = const$ и $\varphi_2 = const$ (φ_2 - относительная влажность агента сушки на выходе из сушильной камеры).

Для построения линии, соответствующей реальному процессу сушки, необходимо из произвольной точки e , лежащей на линии $i_1 = const$ отложить вниз вертикальный отрезок eE , длина которого в мм определяется следующим образом:

$$eE = ef \cdot \Delta q \left(\frac{\mu_d}{\mu_i} \right) \cdot 10^{-3}, \quad (18.12)$$

где

ef – длина горизонтального отрезка, проведенного из точки e . до пересечения с линией $d_1 = const$ (d_1 - влагосодержание агента сушки на входе в сушильную камеру), мм;

μ_d – масштаб диаграммы по оси влагосодержания, г/кг сух. возд. в мм ;

μ_i - масштаб по оси энтальпии, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ в мм;

Δq - удельные потери теплоты в сушильной камере, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ испаренной влаги.

Величина удельных потерь теплоты рассчитывается по формуле:

$$\Delta q = \frac{Q_m}{m_{\text{вл}}} + q_n - C_{\text{вл}} t_m \quad (18.13)$$

где

Q_m - теплота, затраченная на нагрев материала, кДж ;

$m_{\text{вл}}$ - количество удаляемой влаги, кг ;

q_n - удельные потери теплоты в окружающую среду, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ испаренной влаги;

$C_{\text{вл}}$ - теплоемкость воды, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$ ($C_{\text{вл}} = 4,19 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$);

t_m - температура материала, поступающего на сушку, $^{\circ}\text{C}$.

Проведя из точки 1 прямую через точку E до пересечения с линией относительной влажности φ_2 получим точку 2, которая и определяет состояние агента сушки на выходе из сушилки. Значение d_2 и i_2 используются для расчетов в формулах (18.7) и (18.8).

Расчет рабочего процесса в охладительной камере ведется аналогичным образом.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Назовите формы связи влаги с материалом. 2. Какой вид влаги относится к влаге с физико-механической связью? 3. Какой вид влаги относится к влаге с физико-химической связью? 4. Что такое влажность материала? 5. Что такое

влагосодержание материала? 6. Что такое равновесная влажность (влагосодержание)? 7. Что такое гигроскопическая влажность? 8. Что собой представляет кривая (изотерма) сорбции-десорбции? 9. Назовите виды сушки по способу подвода теплоты к материалу. 10. Что собой представляет конвективная сушка? 11. Что собой представляет кондуктивная сушка? 12. Что собой представляет радиационная сушка? 13. Что собой представляет сублимационная сушка? 14. Что такое кинетика сушки? 15. Какова особенность первого периода сушки? 17. Какова особенность второго периода сушки? 18. Что собой представляет термодиффузия при тепловой сушке? 19. Назовите основные варианты конвективной сушки. 20. Перечислите основные виды конвективных сушилок. 21. Что собой представляет кривая сушки? 22. Что собой представляет кривая скорости сушки? 23. Как рассчитывается количество удаляемой влаги при сушке? 24. Как рассчитывается расход агента сушки в конвективной сушилке. 25. Как изображается процесс сушки в идеальной сушилке на диаграмме $i-d$ влажного воздуха?

19. Перегонка и ректификация

19.1 . Общие сведения о перегонке и ректификации

Перегонка и ректификация – наиболее распространенные методы разделения жидких однородных смесей, состоящих из двух или более летучих компонентов, обладающих разной летучестью при одной и той же температуре, то есть имеющих разную температуру кипения.

Компонент смеси, обладающий большей летучестью, называется легколетучим, а компонент с меньшей летучестью – труднолетучим. Поскольку легколетучий компонент кипит при более низкой температуре, чем труднолетучий, то их называют также низкокипящим и высококипящим компонентами.

Процессы перегонки и ректификации широко применяют в пищевой промышленности для получения технического и пищевого этилового спирта, производства ароматических веществ и др.

Перегонка (простая перегонка) заключается в частичном испарении жидкой смеси, находящейся в емкости (перегонном кубе) и конденсации образующихся паров.

В результате перегонки исходная смесь разделяется на дистиллят (продукт конденсации), обогащенный легколетучим компонентом и кубовый остаток, обогащенный труднолетучим компонентом.

Существует несколько способов перегонки: перегонка с отбором фракций (фракционная перегонка); перегонка с дефлегмацией; перегонка с водяным паром; перегонка в вакууме (молекулярная перегонка)

Ректификация по существу является многоступенчатой перегонкой и состоит в многократном частичном испарении жидкости и конденсации паров. При ректификации происходит тепло- и массообмен между жидкой и паровой фазами, движущимися относительно друг друга. При каждом контакте фаз из жидкости испаряется преимущественно низкокипящий компонент, а из паровой фазы конденсируется высококипящий компонент. Это позволяет получить на выходе из аппарата пары, представляющие почти чистый низкокипящий компонент. То есть ректификация позволяет осуществлять практически полное разделение смеси на составляющие компоненты.

19.2. Физико-химические основы процессов перегонки и ректификации

Протекание процессов перегонки определяется условиями фазового равновесия в системах жидкость – пар и зависит от свойств разделяемых жидких смесей. В общем случае смесь может состоять из нескольких компонентов. Рассмотрим в дальнейшем простейший случай двухкомпонентной (бинарной) смеси.

В теории и практике перегонки различают идеальные и неидеальные жидкие смеси. Идеальными жидкими смесями называют смеси, состоящие из полностью растворимых друг в друге компонентов, при смешивании которых не выделяется и не поглощается теплота, и не происходит изменение объема смеси.

Идеальные смеси подчиняются **закону Рауля**, согласно которому парциальное давление компонента в паровой фазе равно давлению насыщения чистого компонента, умноженному на его мольную долю в

жидкой смеси. То есть для бинарной смеси, состоящей из компонента «А» и компонента «В» имеем:

$$p_A = p_{нА} \cdot x \quad \text{и} \quad p_B = p_{нВ} \cdot (1 - x) \quad , \quad (19.1)$$

где $p_{нА}$ - давление насыщения легколетучего компонента «А» при данной температуре;

$p_{нВ}$ – давление насыщения труднолетучего компонента «В» при данной температуре;

x – мольная доля компонента «А» в жидкости.

Общее давление паровой фазы над раствором согласно закону Дальтона равно сумме парциальных давлений компонентов

$$p_{нА} = p_A + p_B = p_{нА} \cdot x + p_{нВ}(1 - x) \quad (19.2)$$

В свою очередь, парциальное давление в паровой фазе пропорционально мольной (объемной) доле соответствующего компонента в этой фазе, то есть

$$p_A = p \cdot y \quad \text{и} \quad p_B = p \cdot (1 - y) \quad , \quad (19.3)$$

где y – мольная доля компонента «А» в паровой фазе.

Таким образом, для условия фазового равновесия имеем:

$$p \cdot y = p_{нА} \cdot x \quad \text{и} \quad p \cdot (1 - y) = p_{нВ} \cdot (1 - x). \quad (19.4)$$

Из выражений (19.4) можно найти мольную долю компонентов в паровой фазе:

$$y = \left(\frac{p_{нА}}{p} \right) \cdot x \quad \text{и} \quad (1 - y) = \left(\frac{p_{нВ}}{p} \right) (1 - x) . \quad (19.5)$$

На рисунке 19.1 представлена диаграмма фазового равновесия в системе «жидкость-пар», построенная с учетом уравнений (19.5).



Рис. 19.1. Диаграмма фазового равновесия в системе «жидкость-пар» для идеальной смеси

Для идеальных бинарных растворов зависимость между равновесными составами жидкой и паровой фаз может быть построена по уравнению

$$y = (\alpha \cdot x) / (1 + (\alpha - 1)x) \quad , \quad (19.6)$$

где

$$\alpha = \frac{p_{нА}}{p_{нВ}} \quad \text{— относительная летучесть компонентов.}$$

При понижении температуры относительная летучесть обычно увеличивается. Поскольку снижение давления приводит к понижению температуры кипения, то с уменьшением давления относительная летучесть будет расти. При этом выпуклость линии равновесия (рис. 2.)

будет увеличиваться. Это обстоятельство используют для разделения смесей с близкими температурами кипения, когда значение α мало.

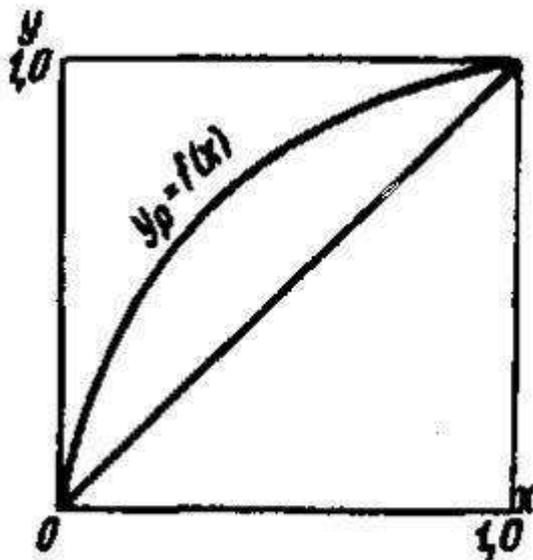


Рис. 19.2. Диаграмма фазового равновесия в системе «жидкость-пар» для идеальной смеси (равновесная линия)

Для реальных смесей наблюдается отклонение от закона Рауля. Отклонение может быть положительным и отрицательным. При положительном отклонении

$$p > p_{нА} \cdot x + p_{нВ} \cdot (1 - x) ;$$

при отрицательном –

$$p < p_{нА} \cdot x + p_{нВ} \cdot (1 - x) .$$

Ниже приведены диаграммы фазового равновесия для реальных смесей, имеющих отклонение от закона Рауля.

В случае нерастворимых друг в друге жидкостей каждый из компонентов ведет себя независимо друг от друга, и для таких смесей $p = p_{нА} + p_{нВ}$, то есть имеет место положительное отклонение от закона Рауля. Температура кипения таких смесей не зависит от состава. Поскольку полностью нерастворимые жидкости встречаются исклю-

чительно редко, реальная картина фазового равновесия выглядит так, как это представлено на рис. 19.4.

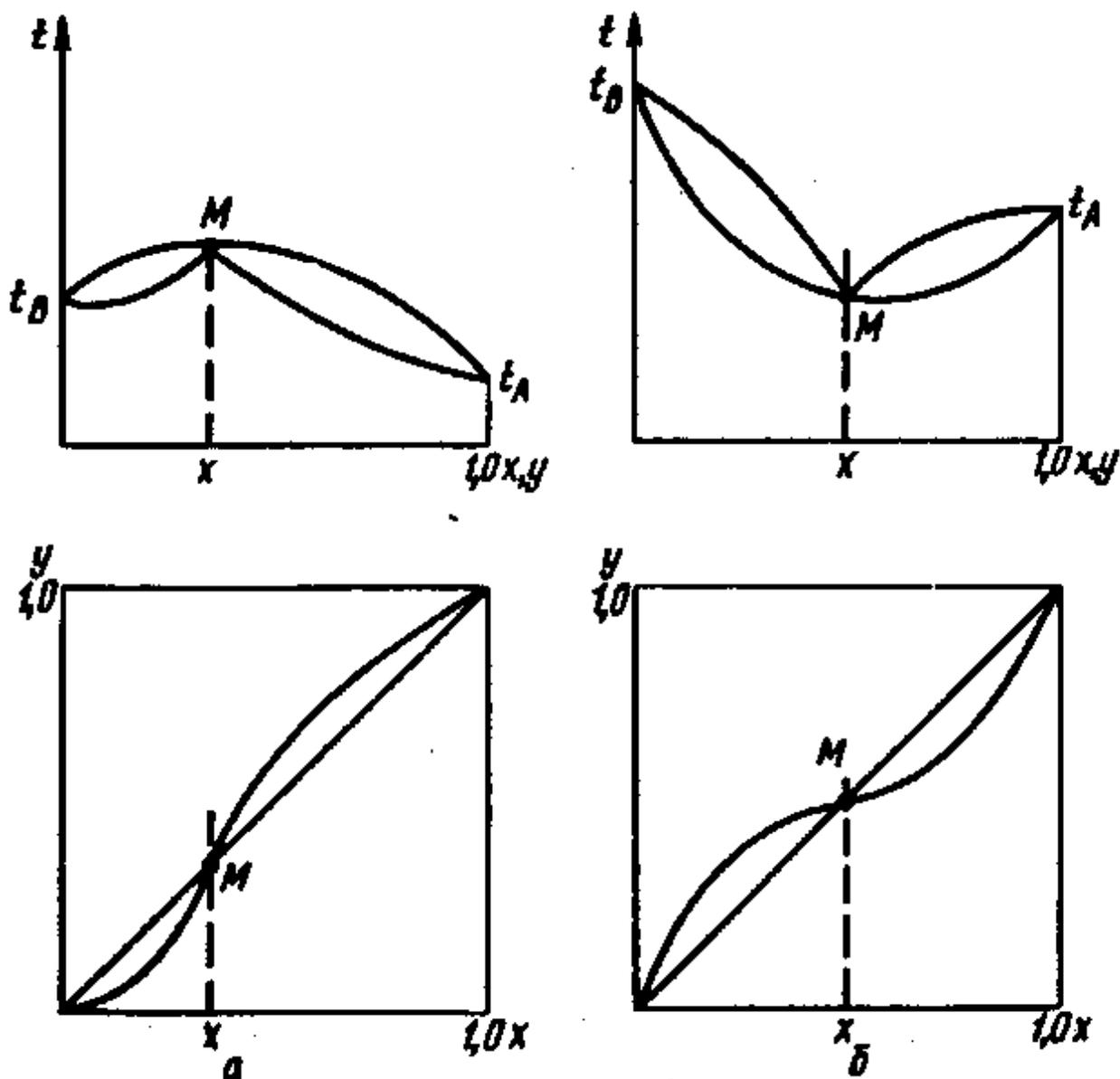


Рис. 19.3. Диаграммы фазового равновесия для реальных жидкостей с отклонением от закона Рауля :

a – с положительным отклонением; b – с отрицательным

отклонением

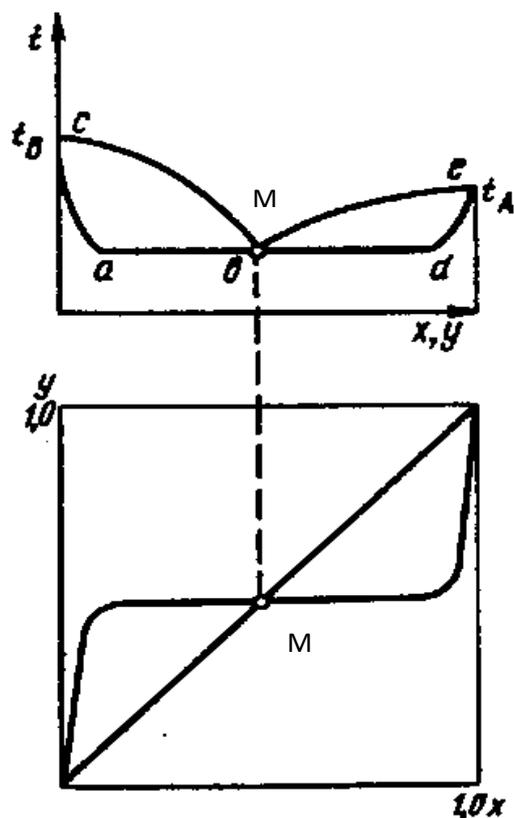


Рис. 19.4. Диаграммы фазового равновесия для не-
растворимых друг в друге жидкостей

Как следует из рисунка 19.4, при приближении состава смеси к предельной концентрации одного из компонентов температура кипения плавно повышается до температуры кипения соответствующего компонента.

На рисунках 19.3 и 19.4 наблюдается соприкосновение кривых кипения жидкости и конденсации пара (точка M). Такая точка носит название азеотропной точки, а соответствующий ей состав смеси – азеотропным. Для азеотропной точки равновесные составы в жидкой и паровой фазы одинаковы, и азеотропная смесь не может быть разделена обычными методами перегонки и ректификации. Для разделения такой смеси необходимо изменять давление или применять другие специальные методы разделения.

При ректификации, а в некоторых случаях и при перегонке, часть конденсата образующихся паров возвращается в аппарат. Эта возвращаемая часть дистиллята называется *флегмой*.

19.3. Перегонка

Как уже отмечалось, простая перегонка может производиться с отбором фракций, с дефлегмацией, с водяным паром и под вакуумом.

При перегонке, осуществляемой периодическим способом, по мере выпаривания жидкости из перегонного куба, концентрация легколетучего компонента в нем уменьшается, соответственно уменьшается и концентрация этого компонента в образующихся парах и дистилляте. При фракционной перегонке по ходу процесса дистиллят последовательно направляется в разные сборники, что позволяет получать конечный продукт разного фракционного состава.

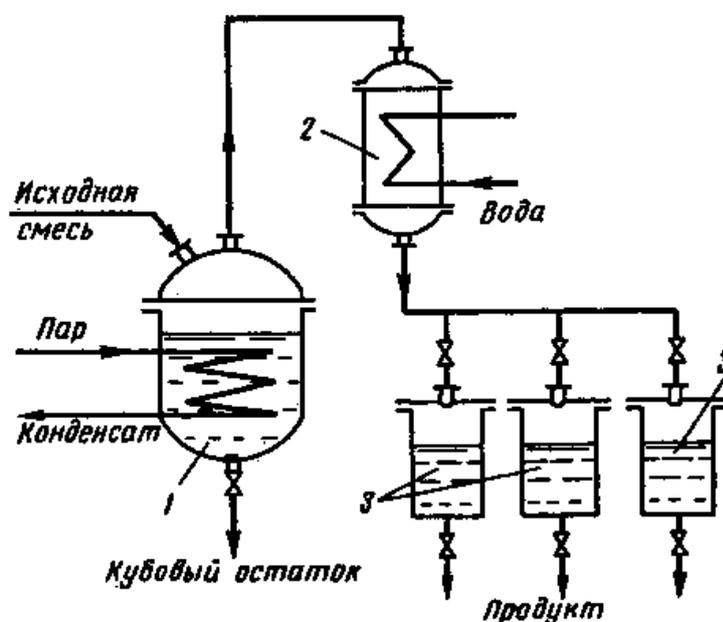


Рис. 19.5. Установка простой фракционной перегонки:

1 – перегонный куб; 2 – конденсатор; 3 – сборники дистиллята

При перегонке с дефлегмацией пар из перегонного куба сначала направляется в дефлегматор, где происходит частичная конденсация преимущественно высококипящего компонента, а пар обогащается низкокипящим компонентом. Конденсат из дефлегматора (флегма) направляется обратно в куб. Перегонка с дефлегмацией позволяет получать дистиллят с более высокой концентрацией низкокипящего компонента по сравнению с обычной простой перегонкой.

Перегонку с водяным паром производят с целью понижения температуры кипения исходной смеси веществ, имеющих температуру кипения выше 100°C и не растворимых в воде. Перегонку с водяным паром можно осуществлять как при атмосферном давлении, так и в вакууме.

Для разделения жидких смесей из веществ, которые могут разлагаться при температуре кипения при атмосферном давлении, применяют перегонку под вакуумом. Перегонка при пониженных давлениях протекает соответственно при более низких температурах. При этом снижение давления может приводить к увеличению относительной летучести и, следовательно, к более полному разделению исходной смеси. Перегонка в вакууме позволяет предотвратить образование азеотропных смесей.

Одной из разновидностей перегонки в вакууме является *молекулярная перегонка*. Молекулярная перегонка используется для разделения смесей, имеющих высокую температуру кипения, компоненты которой не обладают достаточной термической стойкостью.

В аппарате для молекулярной перегонки (рис. 6.) поддерживается глубокий вакуум (абсолютное давление около $0,13\text{ Па}$). Поступающая по трубе 2 на дно ротора исходная смесь под действием центробеж-

ной силы поднимается по конической стенке ротора, растекаясь по ней в виде тонкой пленки. Под действием электронагревателя она испаряется и оторвавшиеся от поверхности испарения молекулы уносятся к поверхностям конденсации. Пары менее летучего компонента конденсируются на поверхности конденсатора 4, а более летучего – на поверхности конденсатора 5. Стекающий с каждого конденсатора дистиллят соответствующего фракционного состава собирается в свой поддон и выводится из аппарата. Неиспарившаяся часть жидкости переливается через край ротора и по отводному желобу удаляется из аппарата.

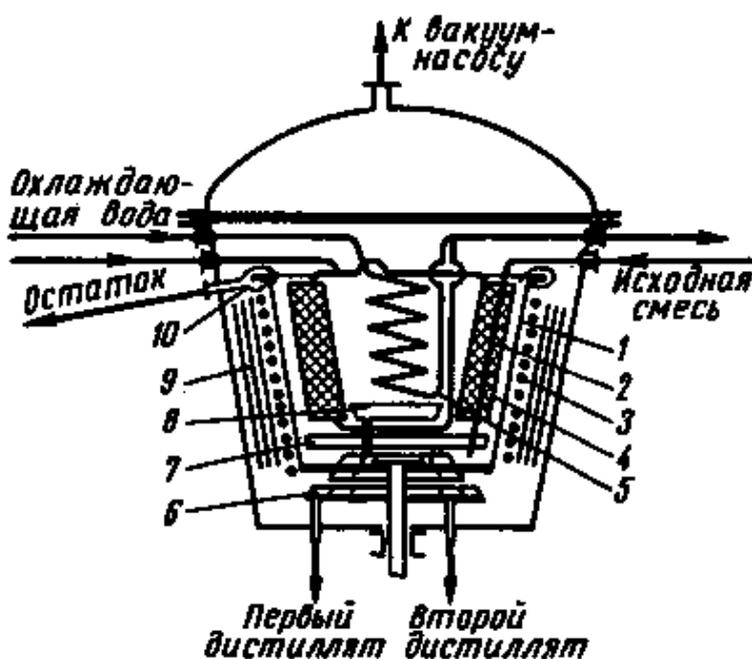


Рис. 19.6. Аппарат для молекулярной перегонки:

- 1 – ротор; 2 – труба для подачи исходной смеси; 3 – электронагреватель; 4, 5 – первый и второй конденсаторы; 6 – кольцевой сборник; 7, 8 – поддоны под первым и вторым конденсаторами; 9 – концентрическая изоляционная плита; 10 – отводной желоб

Поверхности испарения и конденсации находятся на небольшом расстоянии друг относительно друга (20...30 мм), которое меньше длины свободного пробега молекул, оторвавшихся от поверхности испарения. Разность температур поверхностей испарения и конденсации составляет около $100\text{ }^{\circ}\text{C}$. Благодаря этому, разделяемые компоненты подвергаются воздействию высокой температуры лишь очень короткое время.

Основными вопросами при расчете процесса перегонки, осуществляемого периодическим способом, является определение количества кубового остатка при заданной конечной концентрации дистиллята, или определение концентрации дистиллята в конце процесса при заданном значении кубового остатка. Эти задачи решаются на основании материального баланса процесса.

Материальный баланс перегонки можно представить дифференциальным уравнением

$$m \cdot dx = (y - x)dm \quad (19.7)$$

где m – масса жидкости в перегонном кубе;

y – равновесная концентрация низкокипящего компонента в паровой фазе, соответствующая его концентрации x в жидкой фазе.

Интегрирование этого дифференциального уравнения приводит к решению

$$\ln \frac{m_1}{m_2} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{y-x} \quad , \quad (19.8)$$

где m_1 и m_2 – начальная и конечная масса жидкости в перегонном кубе;

x_1 и x_2 – начальная и конечная концентрация низкокипящего компонента в жидкой фазе.

Средний состав дистиллята из уравнения материального баланса можно найти по формуле

$$x_{cp} = \frac{(m_1 \cdot x_1 - m_2 \cdot x_2)}{(m_1 - m_2)} . \quad (19.9)$$

19.4. Ректификация

Как уже отмечалось, ректификация представляет собой разделение смеси на составляющие компоненты путем многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров. По существу ректификация является многократной перегонкой, осуществляемой при противоточном контакте жидкой и паровой фаз.

Процесс ректификации проводят в ректификационных колоннах – цилиндрических вертикальных аппаратах, снабженных контактными устройствами (тарелками различных конструкций) или заполненными насадкой из различных материалов. Жидкость стекает по колонне вниз, а пары поднимаются вверх. При контакте пара с жидкой фазой происходит частичная его конденсация, прежде всего высококипящего компонента. За счет выделяющейся при этом теплоты конденсации происходит частичное испарение жидкости, прежде всего низкокипящего компонента. Таким образом, при движении вверх по

колонне пары обогащаются низкокипящим компонентом, а движущаяся вниз жидкость – высококипящим. При достаточно большом количестве контактных устройств или высоте слоя насадки на выходе из колонны можно получить практически чистые пары низкокипящего компонента. После конденсации выходящих из колонны паров часть дистиллята (флегма) возвращается в колонну на ее орошение, что позволяет поддерживать процесс ректификации.

Основным преимуществом ректификации по сравнению с простой перегонкой является то, что она позволяет осуществлять практически полное разделение смесей на составляющие компоненты. При этом подводимая извне теплота затрачивается только в кипятильнике для получения начального потока пара.

Ректификация может производиться как периодическим, так и непрерывным способом. Ниже представлена схема ректификационной установки непрерывного действия.

Основным элементом ректификационной установки является ректификационная колонна. Место ввода исходной смеси в колонну называют питательной секцией (зоной). Часть колонны, расположенную выше питательной секции, называют укрепляющей частью, а расположенную ниже – исчерпывающей (отгонной) частью. Как правило, в колонну подают исходную смесь, подогретую до температуры кипения. Кипятильник может быть встроенным в нижнюю часть колонны, так и вынесенным за пределы колонны.

По конструкции ректификационные колонны бывают тарельчатыми и насадочными, которые обеспечивают разный способ контакта жидкой и паровой фаз. В тарельчатых колоннах тарелки представляют собой перфорированные горизонтальные перегородки с переливными

устройствами. Над тарелками поддерживается слой жидкости, уровень которой определяется переливными каналами.

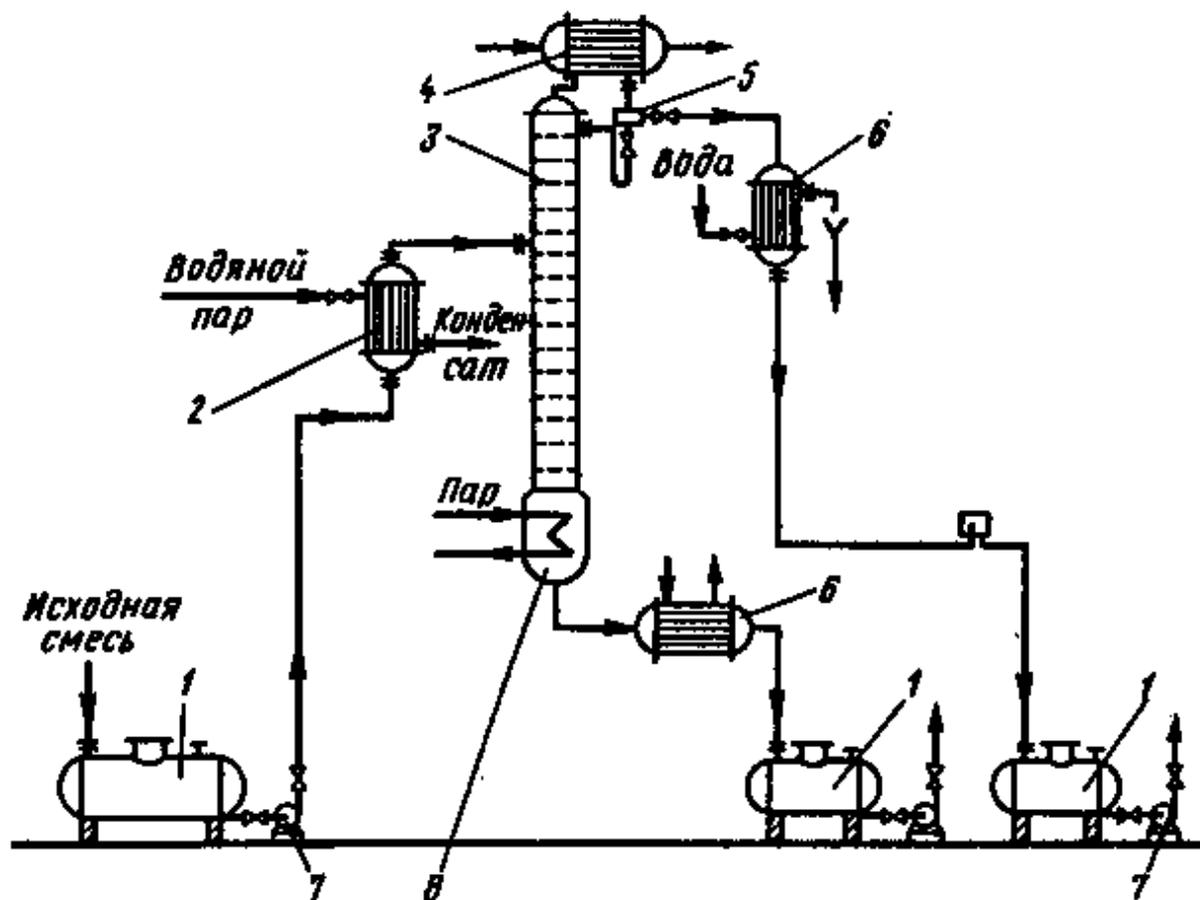


Рис.19.7. Схема ректификационной установки непрерывного действия:

1 – сборники; 2 – подогреватель; 3 – ректификационная колонна; 4 – дефлегматор; 5 – разделительный сосуд; 6 – холодильники; 7 – насосы; 8 – кипятильник

При расчете процесса ректификации обычно бывает задана производительность по исходной смеси ее концентрация, и концентрации дистиллята и кубового остатка. Основными задачами расчета являются: определение количества получаемого дистиллята и кубового остатка; размеров колонны (диаметра и рабочей высоты); количества кон-

тактных устройств (тарелок); расхода греющего пара. Эти задачи решаются с использованием уравнений материального и теплового баланса.

На основании материального баланса в целом и по легколетучему компоненту получаем формулы для количества дистиллята и кубового остатка:

в массовом выражении

$$m_d = m_f \frac{\alpha_f - \alpha_w}{\alpha_d - \alpha_w}; \quad (19.10)$$

$$m_w = m_f \frac{\alpha_d - \alpha_f}{\alpha_d - \alpha_w}, \quad (19.11)$$

и в киломолях

$$G_d = G_f \frac{x_f - x_w}{x_d - x_w}; \quad (19.12)$$

$$G_w = G_f \frac{x_d - x_f}{x_d - x_w}, \quad (19.13)$$

где

m_d, G_d – количество (расход) дистиллята, кг (кг/ч), кмоль (кмоль/ч);

m_f, G_f – количество (расход) исходной смеси, кг (кг/ч), кмоль (кмоль/ч);

m_w, G_w – количество (расход) кубового остатка, кг (кг/ч), кмоль (кмоль/ч);

α_d , α_f , α_w – массовая концентрация (массовые доли) низкокипящего компонента соответственно в дистилляте, исходной смеси и в кубовом остатке.

x_d , x_f , x_w – мольная концентрация (мольные доли) низкокипящего компонента соответственно в дистилляте, исходной смеси и в кубовом остатке.

Обычно расчет процесса ректификации ведут по количеству компонентов в киломолях, хотя основные соотношения справедливы и при исчислении количества компонентов их массой. Важное значение для процесса ректификации имеет количество флегмы, которое оценивается флегмовым числом R , представляющим собой отношение количества флегмы к количеству получаемого в процессе дистиллята.

То есть

$$R = \frac{G_\phi}{G_d} = \frac{m_\phi}{m_d} \quad . \quad (19.14)$$

Значение флегмового числа влияет на требуемые размеры колонны. При минимальном его значении

$$R_{min} = \frac{x_d - y_{fp}}{y_{fp} - x_f}$$

требуется бесконечно большая площадь фазового контакта жидкой и паровой фаз и, соответственно, высота колонны. На практике значение флегмового числа принимают равным

$$R = \sigma \cdot R_{min} \quad , \quad (19.15)$$

где

$\sigma = 1,1 \dots 1,4$ – коэффициент избытка флегмы.

При расчете рабочей высоты тарельчатой ректификационной колонны на диаграмме фазового равновесия строят рабочую линию процесса ректификации (рис. 19.8.). При этом величина отрезка OB на рисунке соответствует значению

$$B = \frac{x_d}{R + 1}.$$

Представленный на этом рисунке отрезок OB_1 рассчитан для значения

$$R = R_{min}.$$

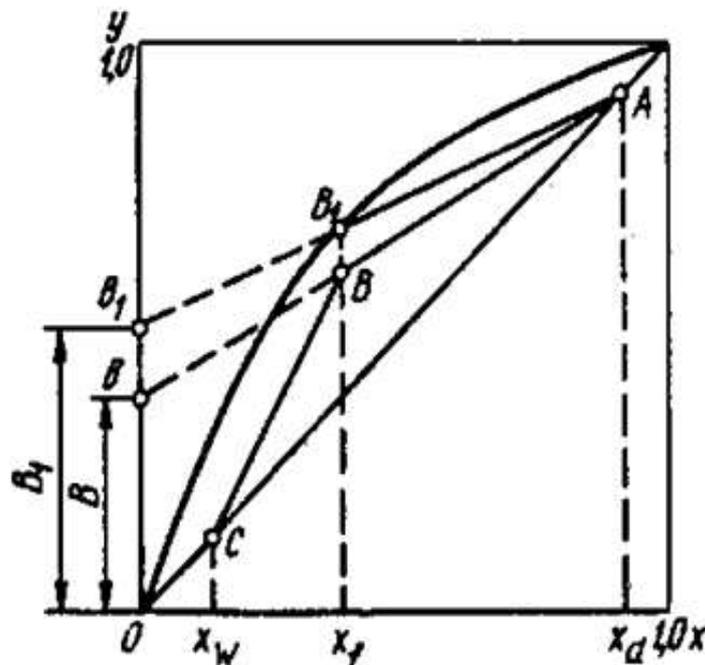


Рис. 19.8. Построение рабочей линии ректификации

Получив рабочую линию ABC в пространстве между ней и равновесной кривой начиная с точки C до точки A строят ступенчатую линию, число ступеней которой соответствует теоретическому числу тарелок

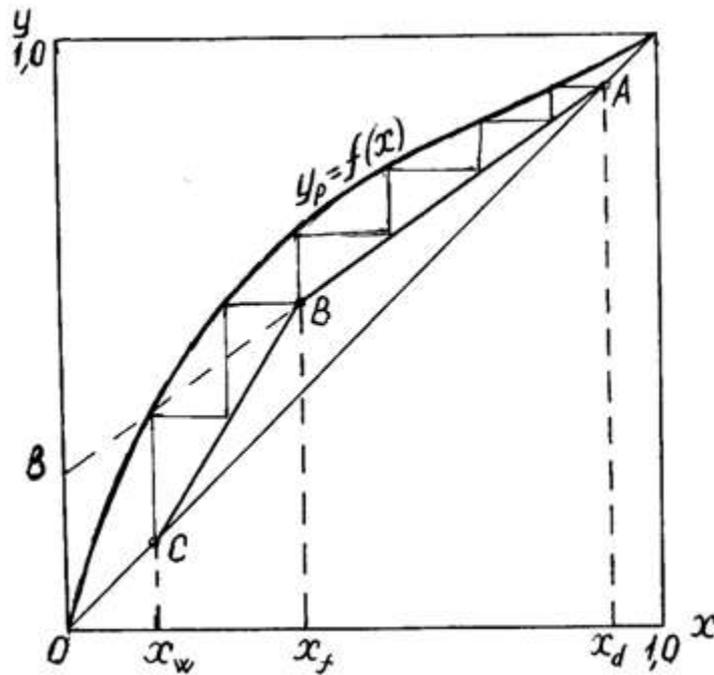


Рис.19. 9. Графическое определение числа тарелок

Так по результатам построения, приведенным на рисунке 19.9, теоретическое число тарелок n_m равно шести. Теоретическое число тарелок находится из условия, что на каждой тарелке достигается равновесное состояние фаз, что не соответствует действительности. Действительное число тарелок находится с учетом КПД колонны η_k

$$n = n_m / \eta_k . \quad (19.16)$$

КПД колонны зависит от типа контактных устройств (тарелок) и условий их работы и лежит в пределах $\eta_k = 0,4 \dots 0,85$.

Рабочая высота колонны определяется по формуле

$$H = h(n_m - 1), \quad (19.17)$$

где

h – расстояние между тарелками, величина которого определяется гидродинамическими условиями работы тарелок.

Диаметр колонны рассчитывают по расходу пара из условия обеспечения определенного уровня скорости пара в сечении колонны.

$$D_k = \sqrt{\frac{V_n}{0,785 \cdot \omega_n}}, \quad (19.18)$$

где

V_n – объемный расход пара в колонне, м³/с;

ω_n – рабочая скорость пара в колонне, м/с.

При этом предельное значение скорости пара находят по формуле

$$\omega_{np} = 0,05 \cdot \sqrt{\frac{\rho_{жс}}{\rho_n}}, \quad (19.19)$$

где

$\rho_{жс}$ и ρ_n – средние плотности жидкости и пара в колонне.

Объемный расход пара

$$V_n = \frac{22,4 \cdot (R + 1) \cdot G_d \cdot (273 + t_{cp})}{3600 \cdot 278}. \quad (19.20)$$

где

R – флегмовое число;

G_d – количество дистиллята, кмоль/ч;

t_{cp} – средняя температура пара в колонне, $^{\circ}\text{C}$.

Расход теплоты в кубе ректификационной колонны находим из уравнения теплового баланса

$$Q_1 = m_d(R + 1)r_d + m_w c_w t_w + Q_n - m_f c_f t_f - R \cdot m_d c_d t_d, \quad (19.21)$$

где

m_d, m_f, m_w – количество дистиллята, исходной смеси и кубового остатка соответственно, кг/ч;

R – флегмовое число;

r_d – теплота парообразования дистиллята, кДж/кг;

c_d, c_f и c_w – соответственно массовая теплоемкость дистиллята, исходной смеси и кубового остатка, кДж/ кг·К ;

t_d, t_f и t_w – температура соответственно дистиллята, исходной смеси и кубового остатка, $^{\circ}\text{C}$;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Часовой расход греющего пара находят по формуле

$$D = \frac{Q_1}{i^! - i_{\kappa}}, \quad (19.22)$$

где

$i^!$ и i_{κ} – энтальпия греющего пара и конденсата соответственно, кДж/кг.

Для разделения многокомпонентных смесей используются многоколонные ректификационные установки. Количество последовательно установленных колонн должно быть на единицу меньше числа частей, на которые разделяется исходная смесь.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что такое перегонка? 2. Что такое ректификация? 3. Назовите способы простой перегонки? 4. В чем состоят преимущества ректификации по сравнению с простой перегонкой? 5. Как называются продукты, получаемые при перегонке и ректификации? 6. Чем отличаются дистиллят и кубовый остаток? 7. В каких случаях применяют перегонку с водяным паром? 8. Что такое флегма? 9. Что понимают под идеальной жидкой смесью? 10. Сформулируйте закон Рауля для идеальной смеси. 11. Какие смеси относят к смесям с отрицательным отклонением от закона Рауля? 12. Какие смеси относят к смесям с положительным отклонением от закона Рауля? 13. Напишите формулу для определения концентрации легколетучего компонента в паровой фазе двухкомпонентной идеальной смеси. 14. Напишите формулу для определения концентрации труднолетучего компонента в паровой фазе двухкомпонентной идеальной смеси. 15. Что называют относительной летучестью компонентов смеси? 16. Что понимают под азеотропной точкой и азеотропной смесью? 17. Каким образом разделяют азеотропную смесь? 18. Что является основным элементом ректификационной установки? 19. Дайте расшифровку на схеме простой фракционной установки. 20. Дайте расшифровку на схеме ректификационной установки непрерывного действия. 21. Как определяется средний состав дистиллята при перегонке? 22. Напишите формулу для определения количества дистиллята при ректификации. 23. Напишите формулу для определения количества кубового остатка при ректификации. 24. Что собой представляет флегмовое число? 25. Назовите типы ректификационных колонн по способу создания фазового контакта.

20. Экстракция и экстракционные аппараты

20.1. Общие сведения о процессе экстрагирования

Экстрагированием называется процесс извлечения одного или нескольких компонентов из смеси веществ путем обработки ее жидким растворителем, обладающим способностью избирательно растворять только извлекаемые компоненты. Физическая сущность экстрагирования заключается в переходе извлекаемого (экстрагируемого) компонента из одной фазы (жидкой или твердой) в фазу растворителя (экстрагента) при их взаимном соприкосновении.

Экстрагирование применяется в самых различных отраслях пищевой промышленности, в связи с чем имеет место неоднозначность терминов и названий, обозначающих по сути одни и те же понятия. Это, в частности, проявляется как в названии самого процесса (экстракция, экстрагирование, выщелачивание, перколяция), так и в названии аппаратов для осуществления процесса (экстрактор, диффузионный аппарат, настойник, перколятор). Тем не менее, наиболее употребительным для этого процесса в системе жидкость – жидкость получило название – *экстракция*, а в системе твердое тело – *жидкость – экстрагирование* или *выщелачивание*.

20.2. Экстракция в системе жидкость – жидкость

Экстракция – процесс извлечения одного или нескольких компонентов из раствора с помощью жидкости, не растворяющейся или почти не растворяющейся в первой жидкости, но растворяющей извлекаемые вещества.

Жидкость, используемая для извлечения компонентов, называется *экстрагентом*. В результате осуществления экстракции получают две фазы: *экстракт*, представляющий собой раствор извлеченного компонента в экстрагенте и *рафинат* – обедненный целевым компонентом исходный раствор.

Процесс экстракции осуществляется в аппаратах, которые называются экстракторами.

Экстракцию применяют в производствах, связанных с получением спирта, вина, растительных масел, широко используют для извлечения ценных продуктов из разбавленных растворов, а также для получения концентрированных растворов.

Основное преимущество экстракции – низкая рабочая температура, что позволяет разделять жидкие смеси веществ, не допускающих воздействие повышенных температур. Во многих случаях экстракцию применяют в сочетании с ректификацией, что позволяет сократить расход теплоты на разделение смеси.

Кинетические закономерности процесса экстракции определяются основными законами массопередачи.

Для увеличения площади фазового контакта одну из фаз распределяют в виде капель (диспергируют) в другой сплошной фазе. Распределяемое вещество диффундирует из сплошной фазы к поверхности капель, а затем внутрь капель, либо, наоборот, из капли через поверхность раздела фаз в сплошную фазу.

Переход распределяемого вещества из одной фазы в другую происходит до установления равновесия, то есть до установления равновесных концентраций. При этом равновесие в процессах экстракции характеризуется коэффициентом распределения φ , представляющим

отношение равновесных концентраций распределяемого вещества в экстракте и рафинате. В системах жидкость – жидкость обычно существуют две фазы (две несмешиваемые жидкости, то есть эмульсия) и три компонента. Равновесие в таких трехкомпонентных системах рассматривают на треугольных диаграммах.

В процессах экстракции треугольные диаграммы строят для случаев, когда компонент *B* неограниченно растворим в компонентах *A* и *C*, компоненты *A* и *C* малорастворимы друг в друге.

На треугольной диаграмме (рис. 20.1) процентное содержание компонентов *A*, *B*, и *C* отложено на сторонах равностороннего треугольника. Состав смеси определяется точками *M* внутри треугольника. Точки на сторонах треугольника (*S*) соответствуют составу бинарных смесей.

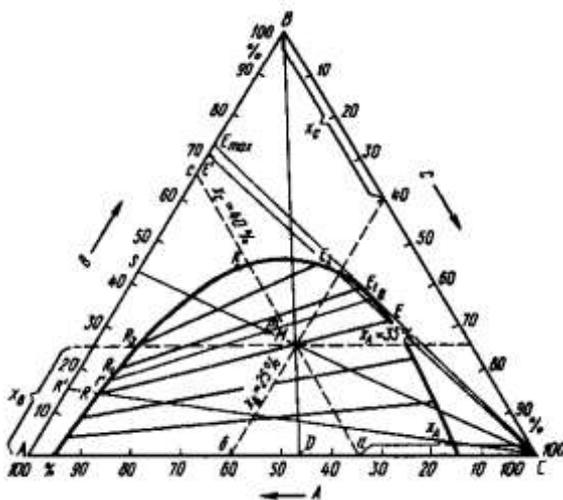


Рис. 20.1. Треугольная диаграмма

Состав тройной смеси определяется на сторонах треугольника длиной отрезка, отсекаемого параллельными сторонам линиями, проведенными через точку *M*. При этом отсекаемый отрезок на стороне треугольника определяет концентрацию компонента, соответствующую

щего вершине, лежащей напротив отсекающей прямой. Так для состава смеси, соответствующей точке M на рис.20.1, имеем: $x_A = 35\%$; $x_B = 25\%$; $x_C = 40\%$, причем всегда $x_A + x_B + x_C = 100\%$. Все растворы, изображаемые точками на прямой, проведенной из вершины треугольника к противоположной стороне, соответствуют одинаковым соотношениям концентраций двух других компонентов. Кривая RE соответствует равновесному составу фаз и называется биноидальной кривой. Биноидальная кривая является пограничной линией, под которой располагается двухфазная система, которая может расслаиваться, а над кривой – однофазная однородная система. Хорды, соединяющие точки R_i и E_i , соответствуют растворам, находящимся в равновесии, и называются нодами или коннодами. Они строятся по экспериментальным данным и не параллельны друг другу и стороне AC .

После экстракции смесь, соответствующая точке M , разделяется на экстракт (точка E) и рафинат (точка R). Общее количество смеси m_M распределяется на экстракт и рафинат по «правилу рычага» :

количество экстракта

$$m_E = m_M \frac{RM}{RE} ; \quad (20.1)$$

количество рафината

$$m_R = m_M \frac{ME}{RE} . \quad (20.2)$$

Содержание компонента в экстракте определяется отрезком AE' , а в рафинате – отрезком AR' .

Приведенная на рис. 20.1 диаграмма соответствует определенной температуре и называется изотермой. С изменением температуры изменяется и положение бинодальной кривой. При увеличении температуры, как правило, повышается взаимная растворимость компонентов, и область гетерогенных систем уменьшается, то есть бинодальная кривая приближается к стороне AC .

На практике приходится иметь дело с компонентами, обладающими частичной растворимостью в определенных диапазонах концентраций. В таких случаях треугольные диаграммы бывают с двумя и тремя зонами ограниченной растворимости.

При взаимной нерастворимости исходного раствора и экстрагента процесс экстракции можно изображать в прямоугольной системе координат $x - y$.

Экстракция может осуществляться по следующим схемам: одноступенчатой, многоступенчатой противоточной и многоступенчатой с перекрёстным током экстрагента.

Схема одноступенчатой экстракции приведена на рис. 20.2.

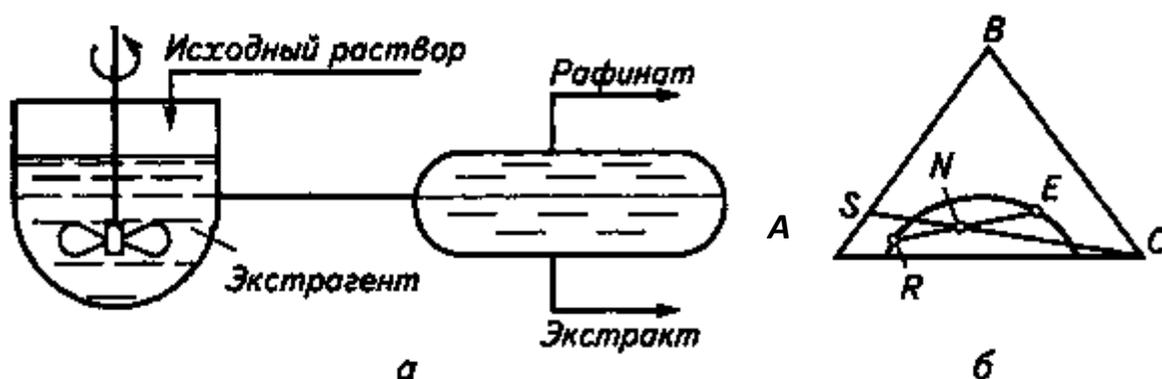


Рис. 20.2. Схема одноступенчатой экстракции (а) и изображение процесса на треугольной диаграмме (б)

Многоступенчатая экстракция осуществляется путем соединения нескольких одноступенчатых экстракторов (рис. 20.3).

Для проведения процесса с наибольшей движущей силой в экстракторах организуют взаимодействие потоков в условиях, приближающихся к идеальному вытеснению.

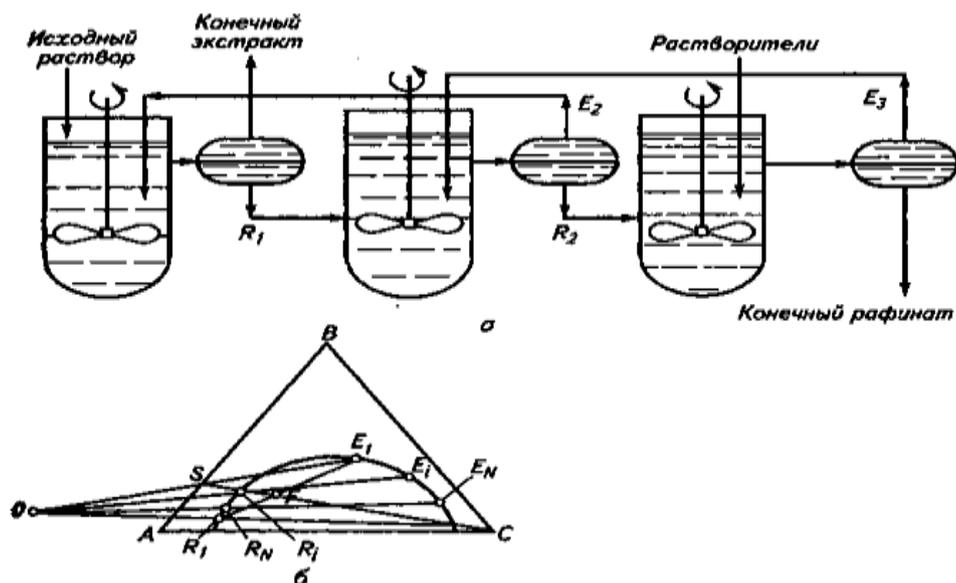


Рис. 20.3. Схема многоступенчатой экстракции (а) и изображение процесса на треугольной диаграмме (б)

При организации процесса по представленной на рис. 20.3 схеме исходный раствор поступает в первую ступень экстракции, а растворитель – в последнюю. Необходимое число ступеней экстракции рассчитывают с помощью треугольной диаграммы [3].

20.3. Экстрагирование в системе твердое тело – жидкость

Экстрагирование – извлечение из твёрдого тела одного или нескольких веществ с помощью растворителя, обладающего избира-

тельной способностью. Этот процесс часто называют выщелачиванием. Его можно рассматривать как частный случай экстракции.

В пищевой промышленности выщелачиванием обрабатывают капиллярно-пористые тела растительного или животного происхождения.

В качестве растворителя экстрагентов применяют :

воду – для экстрагирования сахара из свёклы, кофе, цикория, чая, спирт и водно-спиртовую смесь – для получения настоев в ликёрово-водочном и пиво-безалкогольном производствах;

бензин, трихлорэтан, дихлорэтан – в маслоэкстракционном и эфирномасличном производствах (бензин применяется для извлечения растительного масла для семян подсолнечника)

Для получения конечного продукта за выщелачиванием часто осуществляют процессы фильтрования, выпаривания и кристаллизации.

Процесс выщелачивания заключается в проникновении растворителя в поры твердого тела и растворении извлекаемых веществ. Процесс при этом проходит через следующие стадии:

- диффузии экстрагента (растворителя) в поры твердого тела;
- растворение целевого компонента (извлекаемого вещества);
- диффузии экстрагируемых компонентов в капиллярах внутри твердого тела к поверхности раздела фаз;
- массопердачи экстрагируемых веществ от поверхности раздела фаз в ядро потока экстрагента.

Не все из перечисленных стадий процесса оказывают существенное влияние на протекание процесса. Как правило, лимитирующими является скорость диффузии внутри твердого тела, процесс которой

описывается уравнением массопроводности, и скорость массоотдачи от поверхности твердого тела в ядро потока жидкости, описываемая уравнением массоотдачи (закон Шукарева). Особенно низкой является массопроводность капиллярно-пористых тел растительного и животного происхождения.

На массопередачу при экстрагировании влияет много факторов, в том числе внутреннее строение твердого тела и его химический состав, размер частиц, свойства экстрагента и режим его движения, температура, при которой протекает процесс. Поэтому обычно при выщелачивании сырье предварительно измельчают, а иногда подвергают специальной обработке, приводящей к уменьшению диффузионного сопротивления в клетках пищевого сырья. Поскольку при повышении температуры коэффициент массопроводности увеличивается, выщелачивание проводят при температурах, близких к температуре кипения экстрагента. При этом возрастает значение концентрации насыщения раствора, что приводит к увеличению движущей силы процесса.

Теоретическое описание процесса выщелачивания вызывает большие затруднения и является лишь основой для приближенных расчетов. Основной задачей кинетики этого процесса является определение продолжительности контакта взаимодействующих фаз, при которой достигается требуемая степень извлечения экстрагируемого вещества. Для экстракторов непрерывного действия это сводится к нахождению числа ступеней равновесия, методика определения которых во многом аналогична для процессов экстракции в системах жидкость – жидкость.

20.4. Устройство экстракторов

Экстракторы по принципу организации процесса бывают непрерывного и периодического действия.

В зависимости от способа контакта фаз экстракторы делят на три группы:

- а) ступенчатые или секционные;
- б) дифференциально-контактные;
- в) смесительно-отстойные.

Ступенчатые экстракторы состоят из отдельных секций, в которых изменение концентрации в фазах происходит скачкообразно. Каждая секция в ряде случаев приближается к аппарату идеального смешения, а экстрактор из нескольких таких секций к аппарату идеального вытеснения.

После каждой секции необходимо разделение фаз, что в случае плохо разделяемых эмульсий может приводить к значительному увеличению размеров экстрактора.

Дифференциально-контактные экстракторы обеспечивают непрерывный контакт между фазами плавное изменение концентраций в фазах. Для диспергирования жидкой фазы требуются затраты энергии.

В зависимости от вида затрачиваемой энергии экстракторы могут быть без подвода внешней энергии и с её подводом (за счёт сил тяжести).

Внешняя энергия во взаимодействующие фазы может подводиться перемешивающими устройствами, вибраторами и пульсаторами (в вибропульсационных экстракторах), в виде центробежной силы (в центробежных экстракторах), кинетической энергии струи (в инъекционных и эжекторных экстракторах).

Смесительно-отстойные экстракторы состоят из нескольких ступеней, каждая из которых включает смеситель и разделитель (отстойник или сепаратор). Посредством соединения нескольких таких секций создаются различные по схемам экстракционные установки. Из-за большой громоздкости, металлоёмкости и энергоёмкости такие установки находят всё меньшее применение.

Ниже приведены схемы различных экстракторов.

На рис. 20.4 представлена схема простейшего смесительно-отстойного экстрактора.

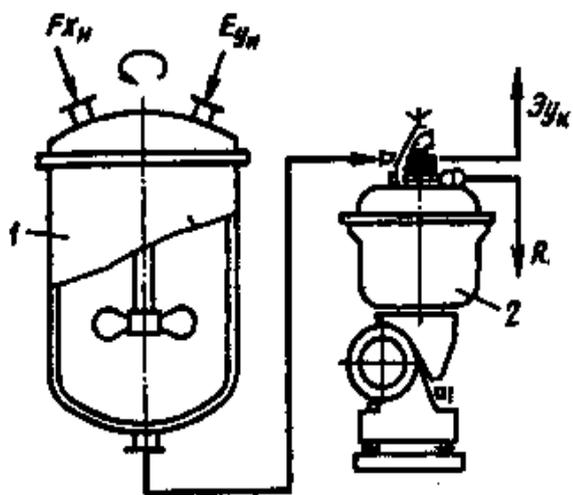


Рис. 20.4. Смесительно-отстойная экстракционная установка:

1 – экстрактор; 2 – сепаратор

Тарельчатые экстракторы (рис. 20.5) представляют собой колонные аппараты с ситчатыми тарелками различных конструкций, снабженными переливными устройствами. Взаимодействие фаз на каждой

тарелке происходит при перекрестном их токе. Секционирование рабочего объема аппарата снижает обратное перемешивание фаз и приводит к увеличению средней движущей силы процесса.

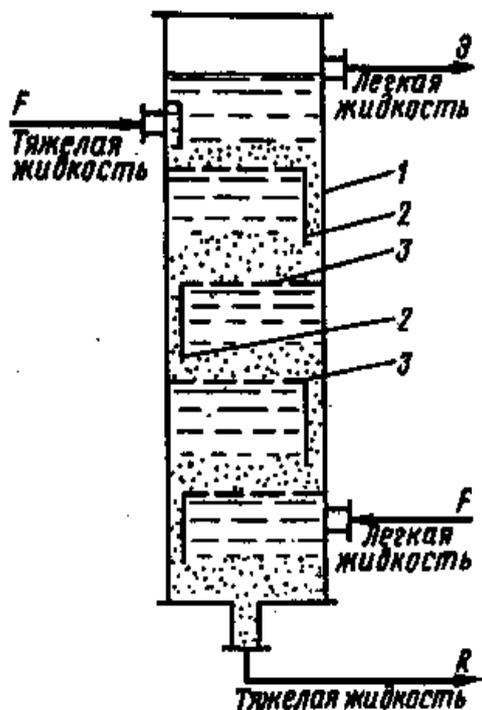


Рис. 20.5. Тарельчатый экстрактор:
1 – цилиндрический корпус; 2 - переливное устройство; 3 – ситчатые тарелки

Роторно-дисковый экстрактор (рис. 20.6) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, разделенный на секции кольцевыми перегородками. Внутри корпуса установлен ротор с дисками, при вращении которого в секциях, ограниченных перегородками, создаются тороидальные потоки, обеспечивающие хорошее перемешивание фаз. Для лучшего разделения фаз отстойные зоны имеют больший диаметр, чем основная часть корпуса.

Существуют конструкции экстракторов, в которых вместо дисков на роторе устанавливаются открытые турбинные мешалки, а секционирование обеспечивается не кольцевыми перегородками, а слоями насадки, в которых происходит разделение смеси на легкую и тяжелую жидкость.

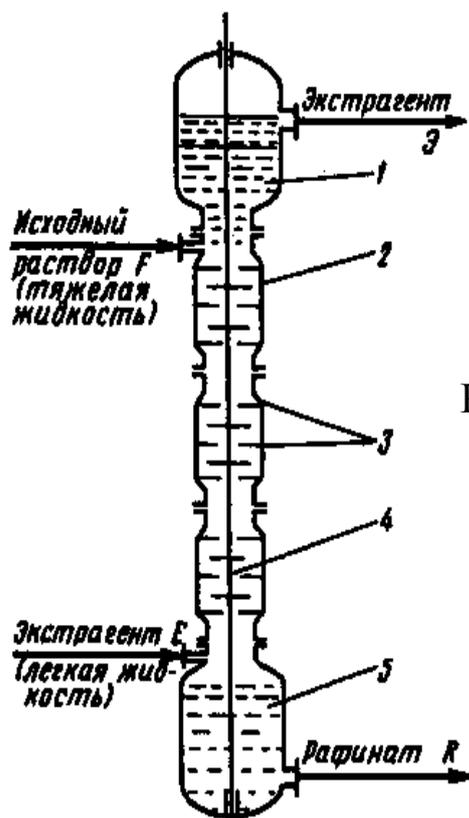


Рис. 20.6. Роторно-дисковый экстрактор:

1,5 – отстойные зоны; 2 – корпус; 3 – кольцевые перегородки; 4 – ротор

Вибрационные и пульсационные экстракторы позволяют повысить эффективность массопередачи за счет хорошего диспергирования и перемешивания фаз при колебании жидкости. Колебательное движение жидкостям может сообщаться посредством движущегося возвратно-поступательно блока ситчатых тарелок, насаженных на общий шток, либо установленным вне корпуса пульсатором, создающим импульсы давления сжатого воздуха (рис. 20.7). В первом случае экстракторы называются вибрационным, а во втором – пульсационными. В этих экстракторах существует возможность регулировать частоту и амплитуду колебаний и тем самым изменять режим протекания процесса массопередачи.

Расход энергии на вибрацию блока тарелок меньше, чем на перемещение столба жидкости в пульсационных экстракторах, однако последние проще по конструкции.

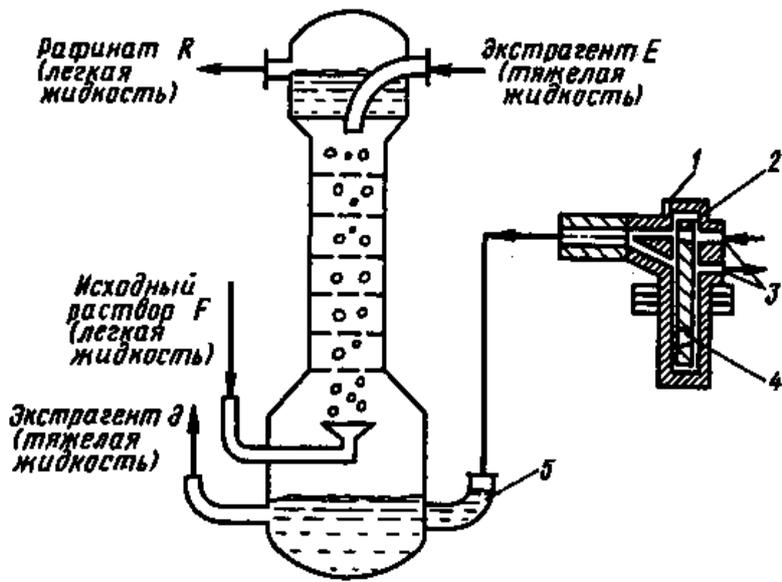


Рис. 20.7. Пульсационный экстрактор:

1 – неподвижный корпус; 2 – вращающийся диск; 3 – окна для соединения с системой сжатого воздуха; 4 – окно для сообщения с атмосферой; 5 – пульсационная камера

Центробежные экстракторы (рис. 20.8) отличается компактностью и высокая эффективность. Экстракция в них протекает при непрерывном контактировании фаз, движущихся противотоком.

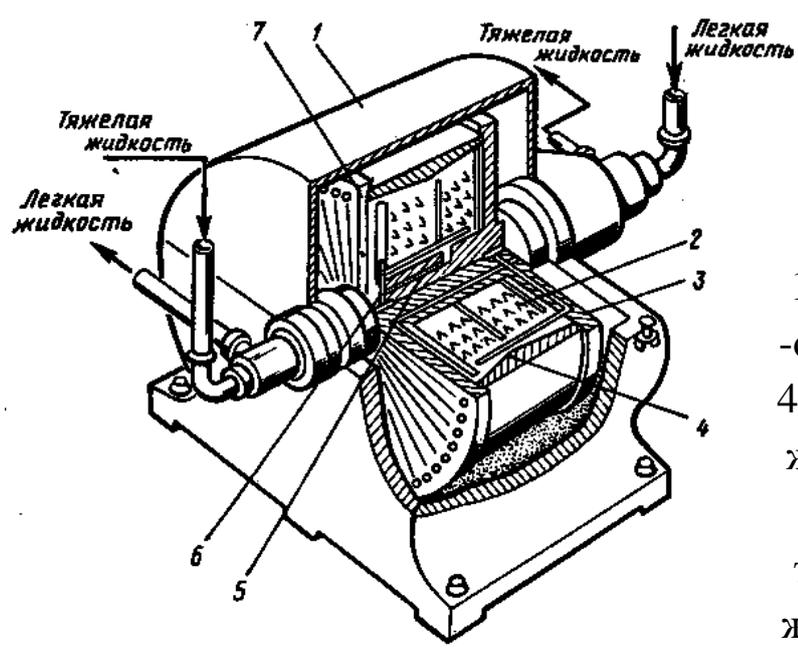


Рис. 20.8. Центробежный экстрактор:

1 – корпус экстрактора; 2 – -образное кольцо; 3 – ротор; 4 – труба для подвода легкой жидкости; 5 – труба для отвода легкой жидкости; 6 – труба для подвода тяжелой жидкости; 7 – канал для выхода тяжелой жидкости;

В корпусе аппарата расположен вал с закрепленным на нем ротором. Вал с двух концов полый, выполненный по типу «труба в трубе», а в центральной части цельный с каналами для отвода легкой жидкости. Внутри ротора находится пакет концентрических V-образных колец, и имеются каналы для прохода легкой и тяжелой жидкостей.

Обрабатываемый раствор и экстрагент подаются в экстрактор с противоположных сторон концов вала и поступают в пакет ротора. При вращении ротора тяжелая жидкость под действием центробежной силы направляется к наружному периметру, а легкая жидкость движется навстречу к валу ротора, и таким образом обеспечивается контакт фаз в противотоке. За счет многократного диспергирования жидкости на капли и коалесценции капель достигается высокая эффективность экстракции за короткое время пребывания фаз в аппарате (от нескольких секунд до нескольких десятков секунд). Эффективность экстракции и производительность экстрактора увеличивается с повышением частоты вращения ротора.

После разделения тройной смеси тяжелая и легкая жидкости выводятся из ротора по каналам в пустотелый вал и выходят из экстрактора с противоположных концов вала.

В центробежных экстракторах могут обрабатываться жидкости с малой разницей в плотности и при низком модуле экстракции.

20.5. Устройство аппаратов для выщелачивания

По режиму работы (организации процесса) различают экстракторы периодического, полунепрерывного и непрерывного действия. Аппараты периодического действия в основном применяются в малотоннажном производстве и лабораторной практике.

По способу контакта взаимодействующих фаз аппараты можно разделить на две группы:

секционированные (ступенчатые) аппараты, которые характеризуются многократным или ступенчатым (скачкообразным) межфазным контактом;

дифференциально-контактные аппараты, в которых обеспечивается непрерывный контакт движущихся потоками фаз.

По конструкции различают экстракторы колонные, ротационные, шнековые, оросительные, экстракторы с кипящим слоем, камерные, батарейные и др.

Показанный на рис. 20.9 перколятор представляет собой цилиндрический аппарат с коническим днищем и крышкой. В днище расположена решетка, на которую через верхний люк загружается слой измельченного материала. Растворитель прокачивается снизу вверх. При достижении заданной степени извлечения материал из перколятора выгружается самотеком под давлением.

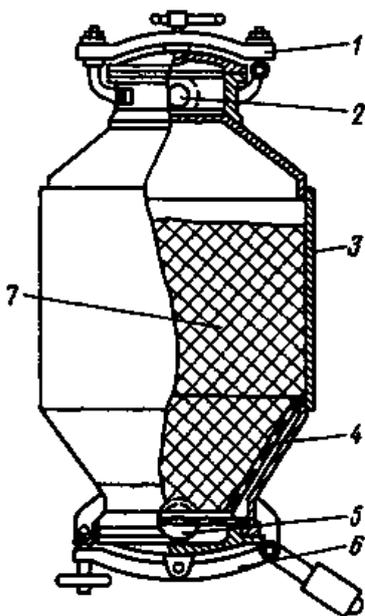


Рис. 20.9. Перколятор:

1 – крышка; 2,5 – штуцеры для растворителя; 3 – корпус; 4 – решетка; 6 – откидывающийся люк; 7 – твердый материал

Перколяторы соединяют в батареи с количеством от 4 до 15. Батарея работает в режиме противотока. Для разгрузки и загрузки материала аппараты отключают от батареи по одному, а в целом вся установка работает непрерывно.

В сахарной промышленности для извлечения сахара из свекловичной стружки получили диффузионные аппараты непрерывного действия, примеры которых приведены на рис. 20.10 и рис. 20.11.

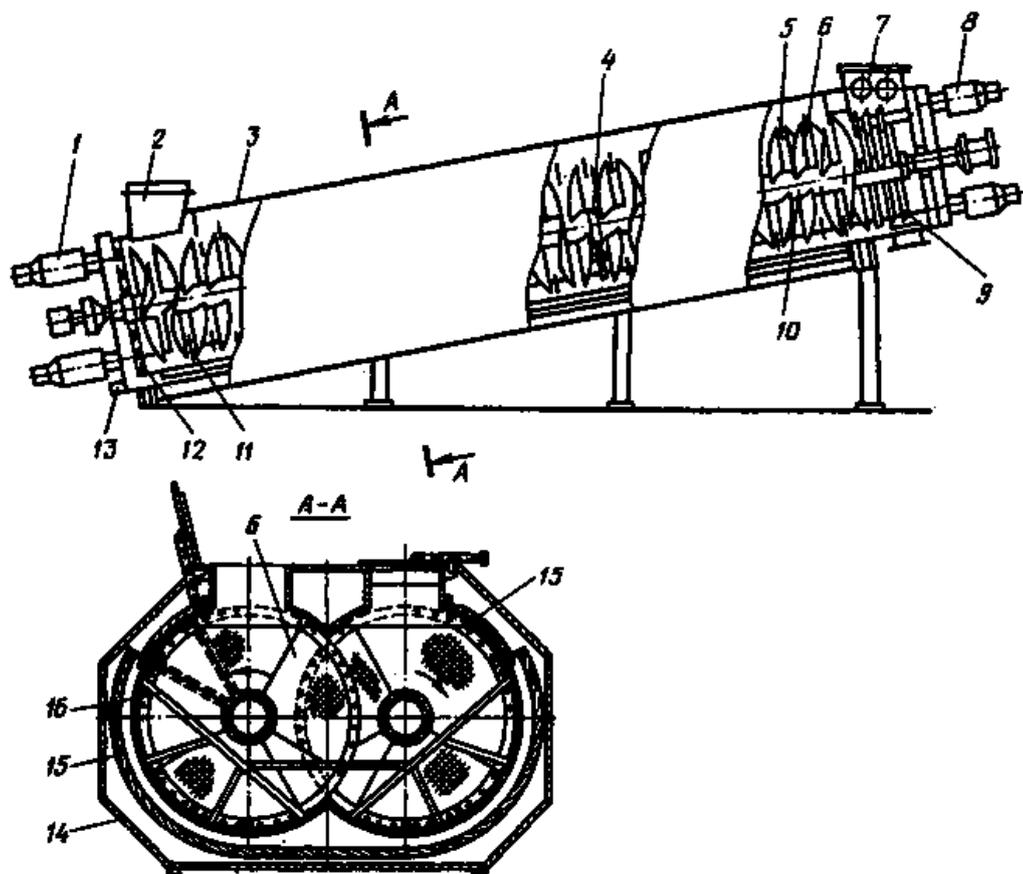


Рис. 20.10. Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат:

1,8 – электродвигатели; 2 – приёмный бункер; 3 – крышка; 4 – опора; 5 – перегородка; 6, 9 – лопасти; 10 – шнек; 11 – греющая камера; 12 – сито; 13 – штуцер для вывода диффузионного сока; 14 – ребро; 15 – изоляция; 16 – контролопасть

Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат (рис.20.10) установлен под углом $8...11^\circ$ к горизонту. В нижней части аппарата расположен бункер для загрузки свекловичной стружки, а верхней – шнеки для удаления жома из аппарата. Стружка шнеками перемещается вверх навстречу потоку диффузионного сока. Для подогрева свекловичной массы в нижней части корпуса установлены греющие камеры. Для лучшего перемешивания стружки при ее перемещении лопасти каждого щнека заходят в межлопастное пространство другого. Этой же цели служат контрлопасти и перегородки на нижней части крышек.

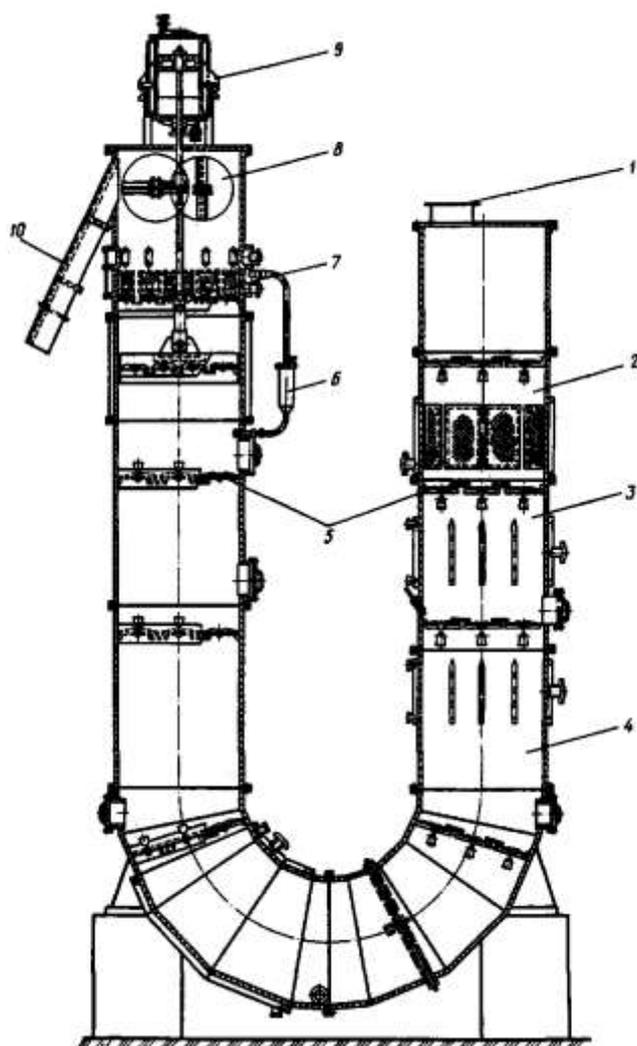


Рис. 20.11. Двухколонный диффузионный аппарат с взвешенным слоем:

1 – загрузочная воронка; 2 – ситовой пояс; 3,4 – подогревательные камеры; 5 – задерживающие решетки; 6 – уравнимер; 7 – транспортирующее устройство; 8 – шнековое устройство; 9 – привод; 10 – разгрузочный желоб

В двухколонном аппарате (рис. 20.11) свекловичная стружка находится во взвешенном состоянии. Перемещение содержимого в аппара-

те происходит под разностью давлений над материалом в первой и второй колоннах. При движении поршня вверх под ним создается разрежение и свекловичная стружка поступает в верхнюю часть первой колонны. Колонна до определенного уровня заполнена диффузионным соком и стружка оказывается равномерно распределенной в объеме аппарата.

Благодаря возвратно-поступательному движению поршня, оборудованному клапанами, свекловичная масса находится во взвешенном состоянии. При движении поршня вверх им захватывается порция массы, которая поступает на решетку, где жомовая вода отделяется и отводится через сито под поршень, а жом шнековым устройством направляется в разгрузочный желоб.

Для экстрагирования масла из семян подсолнечника применяют ленточные экстракторы (рис.20.12).

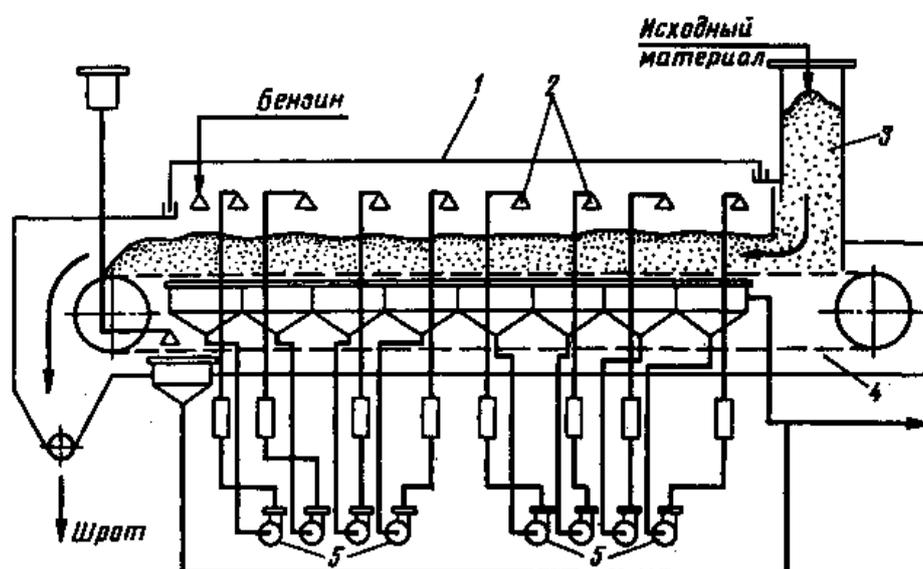


Рис. 20.12. Ленточный экстрактор:

- 1 – корпус; 2 – сопла; 3 – загрузочная шахта; 4 – транспортирующее устройство; 5 - насосы

Раздробленные семена перемещаются на ленте тонким слоем, а экстрагент (бензин) подается насосами и сверху орошает обрабатываемый материал. В этом типе экстракторов не обеспечивается эффективного взаимодействия фаз и экстракция протекает с невысокой скоростью. Для достаточно полного извлечения масла требуется несколько ступеней экстракции.

20.6. Основы расчета процессов экстракции

Одними из основных задач при расчете процессов экстракции является определение расхода экстрагента, количества получаемого экстракта и рафината, а также их состава. Эти задачи решаются на основании уравнений материального баланса с учетом равновесия в рассматриваемой системе жидкость - жидкость. Как уже отмечалось, равновесие в процессах экстракции характеризует коэффициент распределения φ , который равен отношению равновесных концентраций экстрагируемого вещества в экстракте и рафинате. В простейших случаях для слабоконцентрированных растворов при неизменной температуре равновесная линия представляет собой прямую

$$y_p = \varphi \cdot x \quad (20.3)$$

Для случая одноступенчатой экстракции (рис. 20.2), когда в аппарат поступает исходная смесь, содержащая L кг растворителя с концентрацией x_H и экстрагент в количестве E кг, уравнение материального баланса по распределяемому веществу имеет вид

$$L \cdot x_H = L \cdot x_K + E \cdot y_K \quad , \quad (20.4)$$

где

L – расход исходной жидкости (по растворителю);

E – расход экстрагента;

x_H и x_K – концентрация распределяемого вещества на килограмм растворителя в исходном растворе и в рафинате;

y_K – концентрация распределяемого вещества в экстракте.

Отношение количества экстрагента к количеству растворителя в исходном растворе называют модулем экстракции – $m = E/L$.

Если положить, что $y_p = \varphi \cdot x$, и что процесс экстракции продолжается до состояния равновесия, то концентрация рафината составит

$$x_K = \frac{x_H}{1 + m\varphi}, \quad (20.4)$$

а экстракта –

$$y_K = \frac{\varphi x_H}{1 + m\varphi}. \quad (20.5)$$

При этом процесс характеризуется степенью извлечения

$$\psi = \frac{Ey}{Lx_H} = \frac{m\varphi}{1 + m\varphi}. \quad (20.6)$$

Произведение модуля экстракции на коэффициент распределения называют экстракционным фактором $\varepsilon = m\varphi$. С учетом этого степень извлечения находится по формуле

$$\psi = \frac{\varepsilon}{1 + \varepsilon}. \quad (20.7)$$

Оптимальное значение экстракционного фактора – $\varepsilon_{opt} = 1,2 \dots 2$

При многоступенчатой противоточной экстракции материальный баланс по экстрагируемому компоненту для всей установки записывается в виде уравнения

$$L(x_H - x_K) = E(y_K - y_H), \quad (20.8)$$

а для одной $(n-1)$ секции

$$L(x_H - x_{n-1}) = E(y_K - y_H) . \quad (20.9)$$

В таком случае рабочая линия представляется уравнением прямой

$$y_n = \frac{L}{E}(x_{n-1} - x_H) + y_K . \quad (20.10)$$

Если пренебречь взаимной растворимостью раствора и экстрагента, то процесс экстракции можно представить в координатах $y - x$. На рис. 20.13. приведен пример изображения многоступенчатой противоточной экстракции в координатах $y - x$.

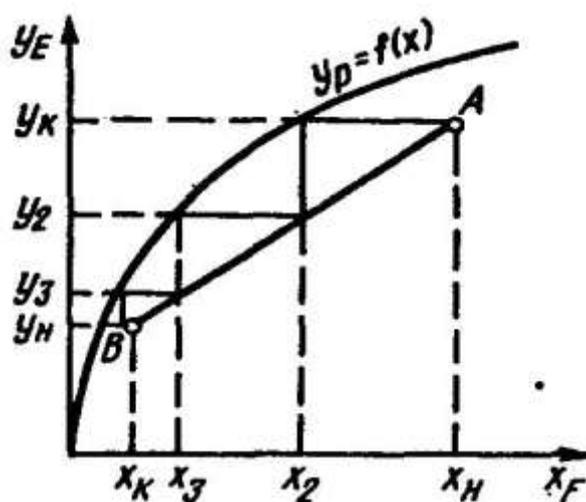


Рис. 20.13. Изображение процесса многоступенчатой противоточной экстракции в координатах $y - x$

Материальный баланс для всей установки по экстрагируемому компоненту в относительных концентрациях (кг/кг растворителя) имеет вид

$$L(x_H - x_K) = E(y_K - y_H) . \quad (20.8)$$

Теоретическое число ступеней контакта, определяется количеством ступеней, вписанных между рабочей и равновесной линиями, начиная от точки $A(x_H, y_K)$ до точки $B(x_K, y_H)$.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что собой представляет экстракция? 2. Что собой представляет экстрагирование или выщелачивание? 3. Какие компоненты участвуют в процессах экстракции? 4. В чем состоит основное преимущество экстракции при разделении жидких смесей? 5. В чем состоит основное различие экстракта и рафината? 6. Что собой представляет коэффициент распределения? 7. В каких случаях равновесная линия при экстракции является прямой? 8. На каких диаграммах представляют процессы экстракции? 9. В каких случаях процесс экстракции можно изображать на прямоугольной диаграмме $y - x$? 10. Изобразите треугольную диаграмму для представления процесса экстракции с указанием состава смеси для произвольной точки внутри треугольника. 11. Что собой представляет бинодальная кривая на треугольной диаграмме? 12. На какие области делит бинодальная кривая треугольную диаграмму? 13. Какие основные факторы влияют на равновесие системы в процессах экстракции? 14. Как влияет температура на положение бинодальной кривой на треугольной диаграмме? 15. Что такое модуль экстракции? 16. Напишите выражение для определения концентрации распределяемого вещества в экстракте при одноступенчатой экстракции. 17. Напишите выражение для определения концентрации распределяемого вещества в рафинате при одноступенчатой экстракции. 18. Что собой представляет степень извлечения? 19. В чем заключается особенность многоступенчатой экстракции? 20. Назовите виды многоступенчатой экстракции. 21. Перечислите основные типы экстракторов. 22. Какие способы интенсификации процесса применяются в экстракторах? 23. Назовите четыре стадии процесса экстрагирования. 24. Какие основные факторы влияют на скорость процесса экстрагирования (выщелачивания)? 25. Назовите основные аппараты, применяемые для выщелачивания.

21. Растворение и кристаллизация

Растворение и кристаллизация являются широко распространенными процессами пищевой технологии. При производстве многих продуктов питания используются растворы самых различных веществ. Кристаллизация является завершающей стадией технологического процесса получения сахара, глюкозы, поваренной соли, лактозы и других кристаллических продуктов.

21.1. Общие сведения о растворении и кристаллизации

Растворение – образование однородной системы (раствора) из твердого вещества и жидкого растворителя без формирования остаточной пористой структуры, называемой шламом.

Кристаллизацией называют процесс выделения твердой фазы из растворов (реже из расплавов) веществ.

В пищевой технологии кристаллизацию широко применяют при производстве сахара, пищевых солей, кислот.

Перекристаллизация – чередование процессов кристаллизации и растворения. Перекристаллизацию часто применяют для очистки и получения более однородного продукта.

Растворение кристаллов в жидкости включает следующие процессы:

отрыв молекул от поверхности твердого тела в результате флуктуаций собственного колебательного движения и притяжения молекулами растворителя;

диффузию оторвавшихся молекул в объеме растворителя;

обратный переход молекул твердого вещества из раствора в кристаллы при соударении с ними.

При повышении концентрации молекул растворимого вещества в растворе первый из этих процессов замедляется, а последний ускоряется, так как движущей силой в этих процессах является разность концентраций растворимого вещества на поверхности твердого тела и в растворе. При достижении определённой концентрации скорости обоих процессов уравниваются, и дальнейшее изменение концентрации раствора прекращается. Раствор, находящийся в равновесии с твёрдой фазой при данной температуре называют *насыщенным*, а соответствующую ему концентрацию – *равновесной концентрацией*. Растворы с большей концентрацией называют концентрированными или *пересыщенными*, а с меньшей – *разбавленными*.

Концентрацию растворенного вещества в равновесном (насыщенном) растворе называют *растворимостью*. Растворимость чаще всего выражают массовой или молярной долей растворённого вещества в растворе.

Кристаллизацию в пищевых технологиях, как правило, производят из водных растворов. Производственный технологический процесс кристаллизации состоит из нескольких стадий:

кристаллизация;

отделение кристаллов от маточных растворов,

перекристаллизация (в случае необходимости),

промывка и сушка кристаллов.

Протекание процесса кристаллизации зависит от растворимости вещества и условий, в которых осуществляется процесс.

Твёрдые вещества в зависимости от того, как меняется их растворимость, могут обладать положительной или отрицательной растворимостью. Если растворимость увеличивается с повышением температуры, такие вещества обладают «*положительной*» растворимостью, если снижается – «*отрицательной*».

Поведение растворов с изменением их температуры можно отразить диаграммой состояния растворов (рис. 21.1).

Растворы при концентрациях, соответствующих лабильной области, кристаллизуются очень быстро, а растворы при концентрациях, соответствующих метастабильной области, кристаллизуются сравнительно медленно в зависимости от температуры раствора, скорости отвода теплоты или скорости испарения растворителя, перемешивания и других факторов.

Для растворов веществ, зависимость которых от температуры неярко выражена, переход в область пересыщенных растворов происходит только при очень значительном снижении температуры. При изменении температуры от t_2 до t_1 количество выпавшей из раствора твердой фазы невелико и пропорционально изменению концентрации раствора $y_x - y'_0$.

Пересыщение раствора может быть достигнуто и при постоянной температуре t_2 путем удаления части растворителя. При этом из раствора выпадает часть твердой фазы, пропорциональная разности концентраций $y''_x - y_0$. Следовательно, кристаллизацию таких растворов можно провести как снижением температуры раствора, так и путем удаления части растворителя.

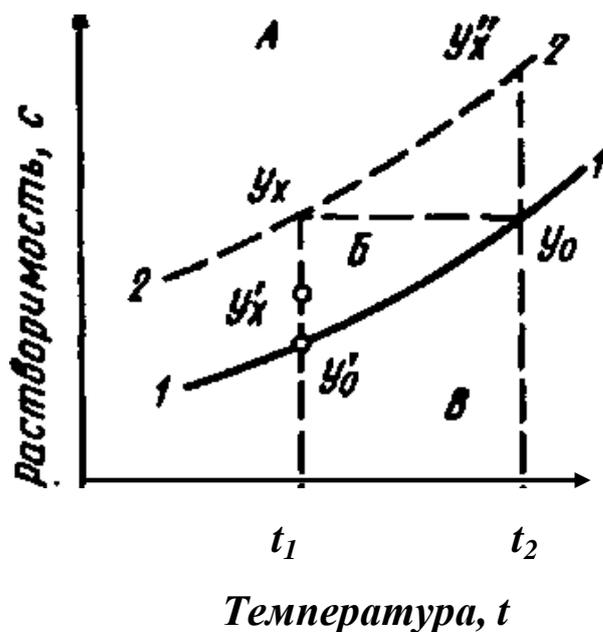


Рис. 21.1. Диаграммы состояния растворов:

1 – 1 – кривая растворимости; 2 – 2 – граница метастабильной области; А – область лабильных (пересыщенных) растворов; Б – область метастабильных растворов; В – область стабильных (разбавленных) растворов

Для веществ с ярко выраженной зависимостью растворимости от температуры оптимальным методом кристаллизации является снижение температуры. Если растворимость вещества не изменяется с увеличением температуры, то кристаллизация осуществляется путем удаления растворителя.

Переход вещества из раствора в твердую фазу осуществляется путем диффузии растворенного вещества через пограничный слой, окружающий поверхность кристалла. Скорость процесса кристаллизации может определяться скоростью диффузии растворенного вещества через пограничный слой либо скоростью слияния вещества с телом кристалла либо зависеть от обеих стадий одновременно.

21.2. Основные характеристики и кинетика процесса кристаллизации

Кристаллизация представляет собой сложный массообменный процесс. Кинетику процесса кристаллизации характеризуют такие параметры как степень пересыщения и скорость кристаллизации. Движущей силой процесса кристаллизации является пересыщение или переохлаждение (для расплавов).

Пересыщенность раствора определяют тремя величинами: абсолютным пересыщением ΔC , относительным пересыщением δC и коэффициентом пересыщения Π . Эти величины соответственно равны

$$\Delta C = C - C_p , \quad (21.1)$$

$$\delta C = \frac{C - C_p}{C_p} , \quad (21.2)$$

$$\Pi = \frac{C}{C_p} . \quad (21.3)$$

Под скоростью кристаллизации понимают либо изменение концентрации раствора в единицу времени $C' = \Delta C / \Delta \tau$, либо количество кристаллической формы, образующейся в единице объема за единицу времени $m' = \Delta m / \Delta \tau \Delta V$.

В процессе кристаллизации можно выделить две стадии: образование центров кристаллизации и рост кристаллов. В итоге скорость кристаллизации определяется скоростью зародышеобразования и скоростью роста кристаллов.

Основными факторами, влияющими на скорость кристаллизации, являются степень пересыщения раствора, температура, интенсивность перемешивания, наличие примесей в растворе.

Оптимизация процесса кристаллизации заключается в создании условий для устойчивого образования зародышей кристаллов и роста кристаллов за счет соответствующего режима отвода или подвода теплоты, перемешивания или встряхивания раствора.

В пересыщенных растворах центры кристаллизации могут возникать самопроизвольно или инициироваться искусственно добавлением, например, тонкодисперсных частиц. Скорость образования зародышей кристаллов увеличивается с повышением температуры, при перемешивании или встряхивании раствора.

На скорость роста кристаллов также большое влияние оказывает температура раствора и интенсивность перемешивания. При этом влияние температуры на скорость роста кристаллов противоречиво, поскольку повышение температуры, с одной стороны, приводит к увеличению скорости диффузии, но с другой стороны, как правило, уменьшает степень пересыщения или переохлаждения раствора.

При увеличении интенсивности перемешивания до определенного предела скорость роста кристаллов также увеличивается. После достижения этого уровня интенсивности перемешивания дальнейшее повышение скорости роста кристаллов не наблюдается. При этом образование кристаллов правильной формы с хорошо развитыми гранями получают при свободном и равномерном обтекании их раствором.

21.3. Расчет процесса кристаллизации

Для расчета материальных потоков, участвующих в процессе кристаллизации, составляют материальный баланс по общей массе вещества

$$G_p = G_m + G_{кр} + W \quad (21.4)$$

и баланс по сухому растворенному веществу

$$G_p \cdot C_{и} = G_m \cdot C_m + G_{кр} \cdot \alpha \quad , \quad (21.5)$$

где

G_p , G_m и $G_{кр}$ – расход соответственно исходного и межкристального (маточного) растворов и полученных кристаллов, кг/с (для периодического процесса принимается количество соответствующего компонента, кг);

W – расход выпаренного растворителя, кг/с;

$C_{и}$ и C_m – концентрация растворённого вещества в исходном и межкристальном растворах (в массовых долях);

$\alpha = M / M_{кр}$ – отношение молярных масс абсолютно сухого растворенного вещества и кристаллосольвата (для водного раствора кристаллогидрата).

При кристаллизации без присоединения молекул растворителя $M = M_{кр}$ и $\alpha = 1$.

Из уравнений (21.4) и (21.5) определяют количество полученных кристаллов

$$G_{кр} = \frac{G_p(C_{и} - C_m) + W \cdot C_m}{\alpha - C_m} \quad . \quad (21.6)$$

Если кристаллизация осуществляется путем охлаждения, то $W=0$, и уравнение (21.6) принимает вид

$$G_{кр} = \frac{G_p(C_{и} - C_{м})}{\alpha - C_{м}} \quad (21.7)$$

При изотермическом испарении, когда подается насыщенный раствор, то есть $C_{и} = C_{м}$, получаем

$$G_{кр} = \frac{W \cdot C_{м}}{\alpha - C_{м}}. \quad (21.8)$$

При адиабатном испарении для определения количества полученных кристаллов необходимо уравнение (21.6) решать совместно с уравнением теплового баланса.

Количество компонентов, необходимое для получения раствора заданной концентрации также можно рассчитать на основе материального баланса. Если концентрацию раствора C задать массовой долей, то масса растворяемого твердого вещества

$$G_{тв} = G_1 \frac{C}{\alpha}, \quad (21.9)$$

где

G_1 – масса получаемого раствора, кг.

Необходимая масса растворителя составляет

$$W = G_1 \left(1 - C/\alpha\right). \quad (21.10)$$

Если раствор выпаривается от концентрации $C_{и}$ до C , масса испаряемого растворителя может быть найдена по формуле

$$W = G_1 \left(1 - C_{и}/C\right). \quad (21.11)$$

При разбавлении раствора растворителем необходимое его количество

$$W = G_1 \left(C_{и}/C - 1\right). \quad (21.12)$$

Конкретный вид уравнения теплового баланса процесса кристаллизации зависит от метода кристаллизации. При этом учитывается тепловой эффект концентрирования раствора. Наличие теплового эффекта обусловлено тем, что при растворении затрачивается энергия на разрушение кристаллической решетки растворяемого вещества, но с другой стороны, если при растворении вещество вступает в химическую реакцию с растворителем (при растворении в воде образуются гидраты) то выделяется теплота. В итоге интегральная теплота растворения может быть как положительной, так и отрицательной. С учетом этого тепловой эффект концентрирования раствора может иметь как положительное так и отрицательное значение.

В самом общем виде уравнение теплового баланса можно записать так:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_9, \quad (21.13)$$

где

$Q_1 = G_p i_p$ – теплота поступающего раствора;

$Q_2 = G_{кр} r_{кр}$ – теплота кристаллизации;

$Q_3 = \pm \Delta q G_m C_m$ – теплота дегидратации;

$Q_4 = D(i' - i_K)$ – теплота, отдаваемая греющим паром;

$Q_5 = G_m i_m$ – теплота, отводимая с межкристалльным раствором;

$Q_6 = G_{кр} i_{кр}$ – теплота, отводимая с кристаллами;

$Q_7 = W i_{вт}$ – теплота, отводимая с вторичным паром;

$Q_8 = G_B c_B (t_2 - t_1)$ – теплота, отводимая охлаждающей водой;

Q_9 – потери теплоты в окружающую среду, которые в зависимости от условий могут быть положительными и отрицательными.

В приведенных выше выражениях приняты следующие обозначения: G_p , G_m и $G_{кр}$ – количество (расход) соответственно исходного и межкристального (маточного) растворов и полученных кристаллов, кг (кг/с); W – количество (расход) выпаренного растворителя, кг (кг/с); D – количество (расход) греющего пара, кг (кг/с); G_B – количество (расход) охлаждающей воды, кг (кг/с); i_p , i' , i_k , i_m , $i_{кр}$, $i_{вт}$ – удельная энтальпия соответственно исходного раствора, греющего пара, конденсата, межкристального раствора, кристаллов и вторичного пара, кДж/кг; $r_{кр}$ – теплота затвердевания, кДж/кг; Δq – интегральный тепловой эффект концентрирования раствора, кДж/кг; c – удельная массовая теплоемкость воды, кДж/кг К; $t_{н}$ – конечная и начальная температура охлаждающей воды, °С.

С использованием этого уравнения можно рассчитывать расход греющего пара или охлаждающей воды.

21.4. Методы кристаллизации и устройство кристаллизаторов

Процесс кристаллизации можно проводить периодически или непрерывно. Периодическую кристаллизацию применяют в малотоннажных производствах. В крупнотоннажных производствах, например в сахарной промышленности, процессы кристаллизации организованы по непрерывной схеме.

В пищевой промышленности используют следующие методы кристаллизации: с частичной отгонкой воды, с охлаждением или нагреванием исходного раствора, комбинированно.

Кристаллизаторы по принципу действия делятся на аппараты периодического и непрерывного действия с отгонкой части растворителя в вакуум-аппаратах и с охлаждением раствора.

Простейшими кристаллизаторами периодического действия являются вертикальные цилиндрические аппараты со змеевиками и механическими мешалками. Процесс кристаллизации в них ведётся одновременно с охлаждением раствора.

В пищевой технологии применяется в основном два типа кристаллизаторов: корытного типа и вращающиеся барабанные.

Кристаллизаторы корытного типа (рис. 21.2) широко распространены в промышленности. Они просты в обслуживании и надежны в работе. Вместо ленточной мешалки в них может применяться шнековая.

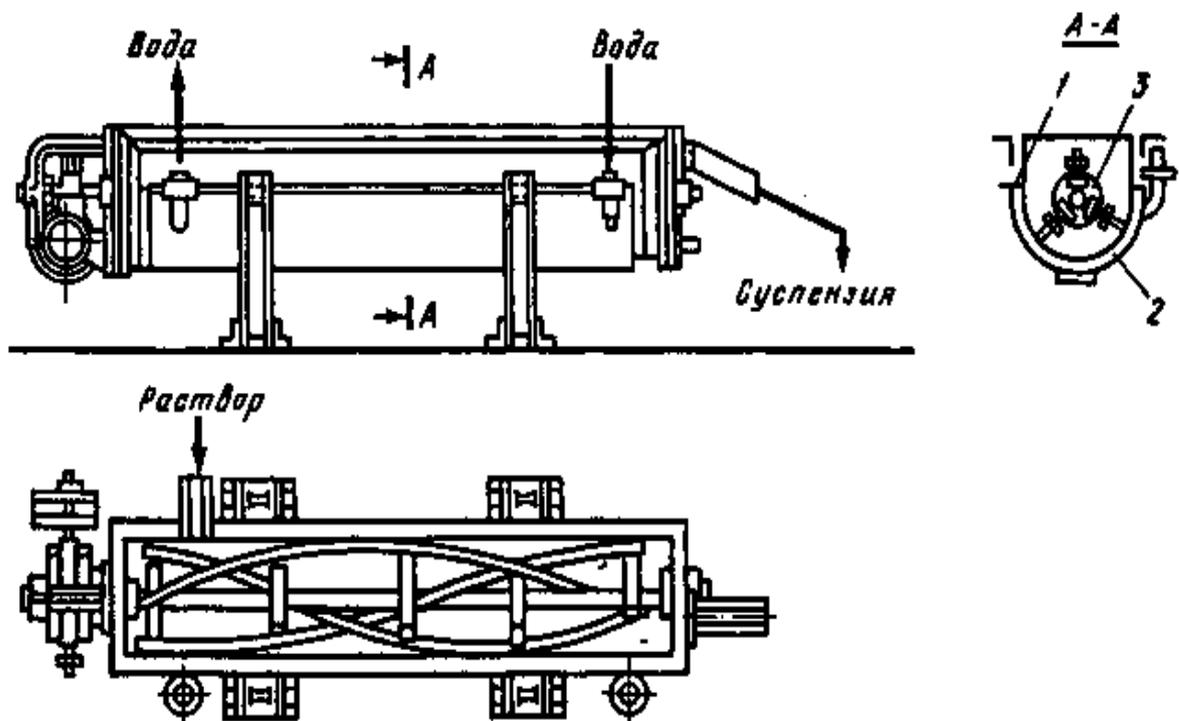


Рис. 21.2. Кристаллизатор с ленточной мешалкой:

1 – корытообразный корпус; 2 – водяная рубашка; 3 – мешалка

Барабанные кристаллизаторы (рис. 21.3) бывают с водяным и воздушным охлаждением. В барабанном кристаллизаторе вращающийся барабан имеет наклон к горизонту по ходу раствора. Раствор подается с верхнего конца барабана, а кристаллы выгружаются с нижнего конца. Барабан заключен в кожух, в который подаётся охлаждающий теплоноситель (вода или воздух). Для предотвращения образования кристаллов на стенках в некоторых конструкциях предусмотрен периодический обогрев нижней части барабана с помощью обогревательных труб, проложенных в кожухе.

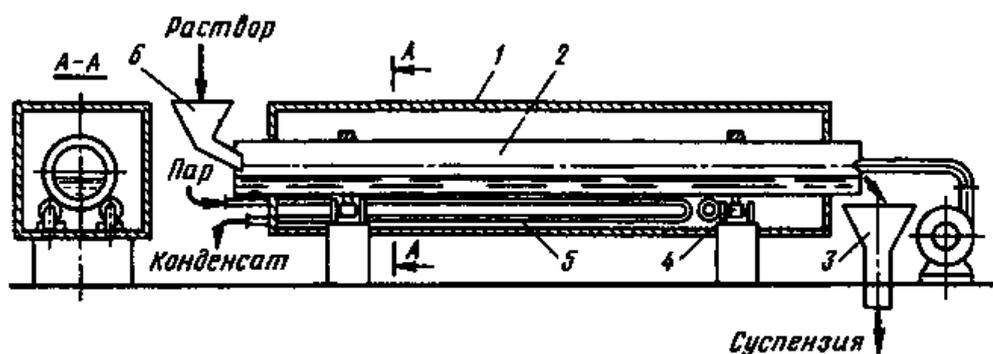


Рис. 3. Барабанный кристаллизатор:

1 – кожух; 2 – барабан; 3 – приемник суспензии; 4 – ролик;

5 – змеевик; 6 — воронка

Кристаллизация с частичной отгонкой воды осуществляется в вакуум-аппаратах. Отгонка воды происходит путём её испарения. В тех же вакуум-аппаратах проводят кристаллизацию раствора. В вакуум-аппаратах происходит уваривание (концентрирование) раствора. Полученный после уваривания продукт называется ульфелем. На рис.

21.4 представлен вакуумный кристаллизатор непрерывного действия, применяемый в сахарной промышленности. Концентратор 1 герметически отделён от других частей аппарата, что позволяет создавать в нем избыточное давление, не зависящее от давления в других частях аппарата.

Кристаллогенератор верхней открытой частью соединен с надутфельным пространством камеры роста кристаллов.

В установившемся режиме патока поступает в концентратор и камеру роста кристаллов. В концентраторе при повышенном давлении патока сгущается при температуре на 10...15 °С превышающей температуру кристаллообразования, после чего поступает в кристаллогенератор, где она вскипает. При этом удаляется часть растворителя и снижается температура, что приводит к резкому росту коэффициента пересыщения. При циркуляции патоки происходит интенсивное образование кристаллов.

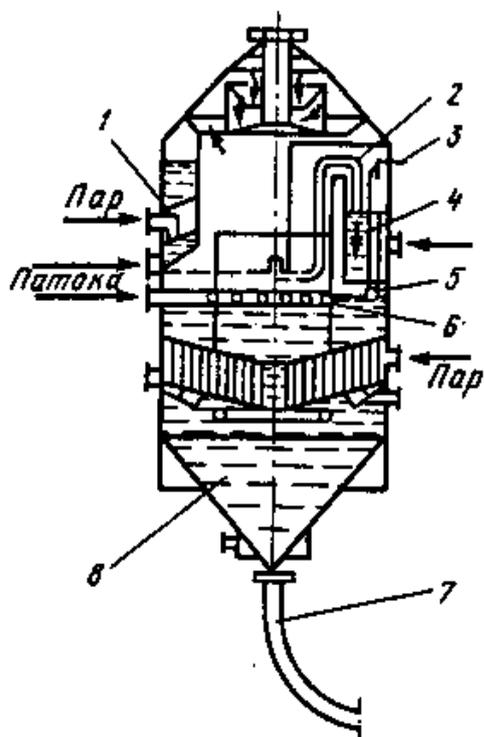


Рис. 21.4. Кристаллизатор непрерывного действия:

1 – концентратор; 2 – труба; 3 – штуцер для регулирования положения трубы; 4 – кристаллогенератор; 5 – сливная труба; 6 – барботер; 7 – выгрузочное устройство; 8 – камера роста кристаллов

Кристаллогенератор верхней открытой частью соединен с надутфельным пространством камеры роста кристаллов.

Утфель из кристаллогенератора поступает в камеру роста кристаллов, разделенную на четыре секции. При последовательном перетекании утфеля из первой камеры в четвертую происходит дальнейшее его уваривание, рост кристаллов и непрерывное удаление из аппарата через выгрузочное устройство.

В последнее время находят всё большее применение кристаллизаторы с псевдооживленным слоем, в которых кристаллизация может осуществляться как путем испарения растворителя, так и при охлаждении раствора. При интенсивном перемешивании суспензии в псевдооживленном слое увеличивается скорость диффузии и ускоряется процесс роста кристаллов. При кристаллизации в псевдооживленном слое получают кристаллы более узкого фракционного состава, чем при других методах.

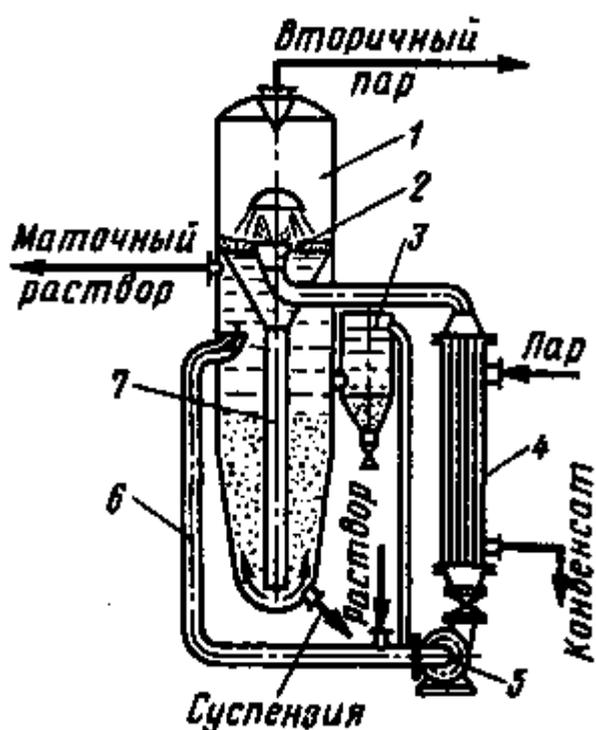


Рис.21.5. Кристаллизатор с псевдооживленным слоем:

- 1 – корпус; 2 – труба вскипания;
- 3 – сборник; 4 – теплообменник; 5 – насос; 6 – циркуляционная труба;
- 7 – центральная труба

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. Что собой представляет кристаллизация? 2. Какой раствор называют насыщенным? 3. Что понимают под равновесной концентрацией раствора? 4. Что называют растворимостью? 5. Какой раствор называют пересыщенным? 6. Что такое «положительная» растворимость? 7. Что такое «отрицательная» растворимость? 8. Назовите стадии процесса кристаллизации. 9. Назовите основные характеристики процесса кристаллизации. 10. Что такое абсолютное пересыщение раствора? 11. Что такое относительное пересыщение раствора? 12. Что такое коэффициент пересыщения? 13. Каким показателем оценивается степень переохлаждения? 14. Какими показателями оценивается скорость кристаллизации? 15. Что является движущей силой процесса кристаллизации? 16. Назовите методы кристаллизации. 17. Назовите основные факторы, влияющие на скорость кристаллизации. 18. Какие факторы влияют на скорость образования зародышей кристаллов? 19. Какой метод кристаллизации предпочтителен растворов с ярко выраженной «положительной» растворимостью? 20. Какой метод кристаллизации предпочтителен в случаях слабой зависимости растворимости от температуры? 21. Что такое утфель? 22. Приведите классификацию кристаллизаторов. 23. Какие факторы влияют на качество получаемых кристаллов? 24. В чем заключается расчет кристаллизаторов? 25. Приведите уравнение теплового баланса кристаллизации.

22. Биохимические процессы

Биохимические (биотехнологические) процессы связаны с целенаправленной жизнедеятельностью микроорганизмов, и направлены на прирост биомассы либо продуктов их метаболизма.

В результате биохимических процессов происходят биохимические превращения биологических материалов в присутствии биологических катализаторов (ферментов). Так при производстве дрожжей белково-витаминных концентратов целевым продуктом является биомасса.

Микробиологические процессы основаны на использовании продуктов метаболизма (производство антибиотиков и различных ферментных препаратов). В качестве продуцентов ферментов используют бактерии, дрожжи, аминокислоты и мицелиальные грибы (микролицеты).

Микробиологический синтез используется для получения ряда ценных продуктов, производство которых методом химической технологии либо невозможно, либо экономически нецелесообразно (получение ферментов, бактериальных препаратов, белков, антибиотиков, ряда витаминов).

Биохимические процессы широко используются в технологиях переработки сельскохозяйственной продукции (спиртовое брожение

пищевых сред под действием дрожжей): производство пива, вина, кваса, хлебопечение, производство кисломолочной продукции и сыра, производство ряда мясопродуктов и рыбопродуктов, связанных с их созреванием и т.п.

Расчёт биохимических процессов может производиться на основе дифференциальных уравнений материального баланса, описывающих динамику изменения концентрации биомассы, субстратов или основных продуктов метаболизма (обмен веществ), а также уравнений теплового баланса.

При проектировании и выборе оборудования следует учитывать особенности производств. Так для получения дрожжей, ряда органических кислот в анаэробных условиях или при применении питательных сред, содержащих сахара, спирты в концентрациях, при которых возможность развития посторонней микрофлоры мала, не требуется особой стерилизации, герметизации и тонкой очистки воздуха. При получении бактериальных препаратов и веществ, обладающих физиологической активностью, таких как антибиотики, ферментные препараты, закваски, удобрения, гормональные препараты, аминокислоты и др. требуются стерилизация и герметизация оборудования.

Ферменты увеличивают скорость биохимических реакций обмена веществ в организмах 10^{10} – 10^{13} раз.

При осуществлении биохимических процессов необходимо создавать благоприятные для деятельности микроорганизмов условия: питательная среда, температурный режим, наличие кислорода. Для создания благоприятных условий могут использоваться, в случае необходимости, перемешивание среды, принудительная подача воздуха, подогрев или охлаждение. Питательной средой в большинстве случа-

ев являются источники органического углерода: отходы крахмалопаточного производства, питательные отходы, молочная сыворотка, кукурузная мука, углеводороды переработки нефти.

Для осуществления биохимических процессов используется специальное оборудование.

Аппараты для процессов микробиологического синтеза называют ферментаторами. Кроме того используются биореакторы – установки для создания наиболее благоприятных условий жизнедеятельности микроорганизмов и растительные установки для их культивирования (размножения). Ферментаторы бывают прериодического и непрерывного действия.

Целевой продукт в ферментаторах обычно выделяется в культуральную жидкость (среду) или ферментационную жидкость, откуда выделяется с использованием процессов фильтрования, выпаривания и сушки или экстракции.

Тестовые контрольные вопросы и задания

1. В чем состоит основная особенность биохимических процессов? 2. Что является целевым продуктом в биохимических процессах? 3. Чем определяется скорость биохимических процессов? 4. В каких технологиях пищевой промышленности используют биохимические процессы? 5. Какое оборудование используется для биохимических процессов?

Рекомендуемая литература

1. Кавецкий Г.Д., Васильев Б.В. Процессы и аппараты пищевой технологии.-М.:Колос,1999.
2. Стабников В. Н. и др. Процессы и аппараты пищевых производств. - М.: Агропромиздат ,1985.
3. Процессы и аппараты пищевых производств: Учебник для вузов: в 2 кн. /[А.Н. Остриков и др.]; под ред. А.Н. Острикова.– ГИОРД, 2007.
4. Плаксин Ю.М. и др. Процессы и аппараты пищевых производств. - М.: Колос, 2008.

Оглавление

10. Основы теплообмена	3
11. Тепловые процессы	23
11. Нагревание и охлаждение.....	23
11.1. Основные сведения о процессах нагревания.....	23
11.2. Основные сведения о процессах охлаждения.....	27
12. Теплообменники	32
12.1. Общие сведения и классификация теплообменников.....	32
12.2. Устройство рекуперативных теплообменников.....	34
12.3. Подбор теплообменников.....	46
13. Конденсация	52
13.1. Основные сведения о конденсации.....	52
13.2. Устройство конденсаторов.....	54
13.3. Расчет конденсаторов	56
14. Выпаривание	60
14.1. Основные сведения о процессе выпаривания.....	60
14.2. Устройство выпарных установок и аппаратов	64
14.3. Основы расчета процесса выпаривания и выпарных аппаратов.....	74
Массообменные процессы	
15. Основы массообмена	79
15.1. Краткие сведения о массообмене	79
15.2. Основные законы массообмена.....	82

15.3. Массопередача	87
15.4. Массопередача в системе с твердой фазой.....	90
15.5. Движущая сила в процессах массопередачи.....	94
15.6. Основы расчета массообменных аппаратов.....	97
16. Общие сведения о массообменных процессах.....	102
17. Сорбционные процессы.....	104
17.1. Общие сведения об абсорбции	104
17.2. Устройство абсорберов.....	108
17.3. Общие сведения об адсорбции	111
17.2. Устройство адсорберов.....	117
17.2. Ионнообменная адсорбция.....	120
18. Сушка.....	123
18.1. Общие сведения о сушке.....	123
18.2. Варианты конвективной сушки.....	128
18.3. Устройство сушилок.....	130
18.4. Расчет сушилок	149
19. Перегонка и ректификация.....	148
19.1. Общие сведения о перегонке и ректификации	148
19.2. Физико-химические основы процессов перегонки и ректификации.....	149
19.3. Перегонка.....	155
19.4. Ректификация.....	159
20. Экстракция и экстракционные аппараты.....	169
20.1. Общие сведения о процессе экстрагирования.....	169
20.2. Экстракция в системе жидкость-жидкость	169
20.3. Экстрагирование в системе твердое тело-жидкость.....	174
20.4. Устройство экстракторов.....	177
20.5. Устройство аппаратов для выщелачивания.....	182
20.6. Основы расчета процессов экстракции.....	187
21. Растворение и кристаллизация.....	191
21.1. Общие сведения о растворении и кристаллизации.....	191

21.2. Основные характеристики и кинетика процесса кристаллизации.....	195
21.3. Экстрагирование в системе твердое.....	196
21.4. Методы кристаллизации и устройство кристаллизаторов.....	200
22. Биохимические процессы.....	209

Учебное издание

Чащинов Валерий Иванович

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Курс лекций

Часть I

Учебное пособие для студентов по направлениям подготовки бакалавров *110800, 260800 и 15100*, связанным с механизацией переработки и технологией производства продуктов питания

Редактор _____

Подписано в печать _____ . 20__ г.

Формат 60×84 $\frac{1}{16}$

Бумага офсетная. Усл. печ. л. _____

Тираж экз

Изд №

Издательство Брянской государственной сельскохозяйственной академии
243365, Брянская обл., Выгоничский район, с. Кокино, Брянская ГСХА

