

66.01
11.53

В.Н. Иванец, Д.М. Бородулин

**ПОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

ВВЕДЕНИЕ

"Процессы и аппараты химической технологии" (ПАХТ) - наука о принципах организации и расчета химико-технологических процессов, а также проектирования технологической аппаратуры. Возникнув в конце прошлого века, она является научной дисциплиной, которая играет громадную роль в различных современных технологиях химических производств. В курсе «Процессы и аппараты химических технологий» изучаются совокупность физических и биохимических процессов и пути их осуществления в промышленном производстве различных продуктов в конкретных технико-экономических условиях.

Любой технологический процесс, несмотря на различие методов, представляет собой ряд взаимосвязанных типовых технологических стадий, протекающих в аппаратуре определённого класса. Однако высокие требования к качеству продукции, эффективности производства, снижению энерго- и материалоемкости, охране окружающей среды определили специфику аппаратурно-технологического оформления в различных отраслях народного хозяйства.

Процессы химической технологии в большинстве своём значительно сложны и зачастую представляют собой сочетание гидродинамических, тепловых, массообменных, биохимических и механических процессов.

Основная цель науки ПАХТ состоит в анализе элементарных технологических приемов и функционирования типичных аппаратов - в отдельности и в различных сочетаниях. В качестве главных выделим здесь две задачи: а) изучение закономерностей и математическое описание технологических приемов и их совокупностей, разработка расчетных методов перехода от процесса в лабораторной установке к крупным промышленным аппаратам (часто говорят: "от стекла к металлу"); б) усовершенствование существующих и разработка новых технологических приемов, создание методики их расчета.

Таким образом, курс ПАХТ является в значительной мере "синтетической" наукой; здесь широко используются инструментарий Математики и знания из ряда областей Физики, Прикладной механики, Технической термодинамики, Физической химии (прежде всего термодинамики и кинетики) и других дисциплин. В свою очередь курс ПАХТ служит базой для ряда других наук, использующих его методы и результаты при решении своих научных и инженерных задач. В то же время ПАХТ нередко вторгаются в область некоторых других наук, в чем-то пересекаясь с ними, исследуя проблемы, представляющие совместный интерес. Курс ПАХТ призван дать студенту достаточно широкие сведения, позволяющие ему в дальнейшем самостоятельно ориентироваться в конкретных технологических процессах — в их анализе, математическом описании и инженерном расчете, в подходах к конструированию аппаратуры.

— **массообменные** (диффузионные), куда относят многочисленные процессы, связанные с переносом вещества. При этом обычно приходится учитывать и закономерности переноса импульса, а довольно часто — и теплоты. За последние годы массообменные процессы пополнились новой весьма важной группой **мембранных процессов**.

— **химические и биохимические процессы** — это процессы, связанные с изменением химического состава и свойств вещества, скорость протекания которых определяется законами химической кинетики.

По способу организации процессы химической технологии делятся на периодические и непрерывные.

Периодические процессы проводятся в аппаратах, в которые через определенные промежутки времени загружаются исходные материалы, и после их соответствующей переработки (например, проведения химической реакции) происходит выгрузка конечного продукта. По окончании разгрузки аппарата и его повторной загрузки процесс повторяется снова. Таким образом, периодический процесс характеризуется тем, что все его стадии протекают **в одном месте** (в одном аппарате), но в разное время.

Непрерывные процессы осуществляются в проточных аппаратах. Поступление исходных материалов в аппарат и выгрузка конечных продуктов производится одновременно и непрерывно. Следовательно, непрерывный процесс характеризуется тем, что все его стадии протекают **одновременно**, но разбросаны в пространстве, т.е. осуществляются в разных аппаратах или в различных частях одного аппарата.

Известны также **комбинированные процессы**. К ним относятся непрерывные процессы, отдельные стадии которых проводятся периодически, либо периодические процессы, одна или несколько стадий которых протекает непрерывно.

Основные преимущества непрерывных процессов по сравнению с периодическими следующие:

1. нет перерывов в выпуске конечных продуктов, т.е. отсутствуют затраты времени на загрузку аппарата исходными материалами и выгрузку из него готовой продукции;
2. более легкое автоматическое регулирование и возможность более полной механизации;
3. большая компактность оборудования, что сокращает капитальные и эксплуатационные расходы;
4. более полное использование подводимого (отводимого) тепла за счет отсутствия перерывов в работе аппаратов.

Благодаря указанным достоинствам использование непрерывных процессов увеличивает производительность аппаратуры, уменьшает количество обслуживающего персонала, улучшает условия труда и повышает качество конечной продукции.

Периодические процессы сохраняют свое значение главным образом в производствах относительно небольшого масштаба с разнообразным ассортиментом продукции, где их применение позволяет достичь большей гибкости

На основе материального баланса определяют выход продукта на единицу затраченного сырья, под которым понимают выраженное в % отношение полученного количества продукта к максимальному, т.е. теоретически возможному.

Энергетический баланс. Его составляют на основе закона сохранения энергии, согласно которому количество энергии, введенной в процесс, равно количеству выделившейся энергии, т.е. приход энергии равен ее расходу.

При составлении энергетического баланса в качестве субстанции необходимо выделить какой-либо определенный вид энергии, например тепловой, тогда энергетический баланс превращается в тепловой.

Количество отводимого тепла $\sum Q_k$ складывается из тепла, удаляемого с конечными продуктами и отводимого с теплоносителем, а также тепловых потерь $\sum Q_n$:

$$\sum Q_n = \sum Q_k + \sum Q_n \quad (2)$$

При этом количество вводимого тепла:

$$\sum Q_n = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

где Q_1 — количество тепла, вводимое с исходными веществами;

Q_2 — количество тепла, подводимого извне, например, с теплоносителем, обогревающим аппарат;

Q_3 — тепловой эффект физических и химических превращений.

В энергетическом балансе, кроме тепла, учитывается приход и расход всех видов энергии, например, затраты механической энергии на перемешивание жидкостей или сжатие и транспортирование газов.

На основании теплового баланса находят расход водяного пара, воды и других теплоносителей, а по данным энергетического баланса — общий расход энергии на осуществление процесса.

2.2. Законы переноса и принцип движущей силы

При рассмотрении процессов различной природы (гидродинамических, тепло- и массообменных) было установлено, что их кинетические уравнения аналогичны. Например, для тепловых:

При расчете аппарата непрерывного действия обычно задаются его объемом или их количеством. Для приближенного расчета аппарата непрерывного действия можно использовать следующее выражение

$$V_{\text{э}} = V \cdot \tau \quad (6)$$

где τ - среднее время пребывания элементарного объема материала в аппарате, обычно оно задано.

При проведении любого процесса всегда возникает возможность выбора нескольких вариантов решения. Один из них будет наиболее целесообразным, т.е. оптимальным.

В качестве **критерия оптимизации** чаще всего выбирается минимум времени и затрат на производство продукции. Оптимизация всегда сводится к нахождению наиболее выгодного компромисса между значениями параметров, противоположно влияющими на процесс.

2.4. Основы теории подобия процессов и аппаратов

Моделированием называется метод изучения реального или создаваемого объекта (оригинала), при котором вместо него используется модель, а результаты распространяются на оригинал. Суть моделирования заключается в предсказании поведения оригинала в рабочих условиях производства по измеренным параметрам модели. Методы моделирования основаны на подобии различных объектов. **Подобными** называют процессы, математические описания которых, представлены в обобщенных переменных, охватывающих группы сходных объектов либо явлений.

В курсе ПАХТ рассматривается и используется **физическое подобие** применительно к переносу различных субстанций для очень широкого круга задач — от общетеоретических описаний до прикладных расчетных формул.

Два физических явления подобны, если в сходственных точках геометрически **подобных** систем одноименные характеристики различаются только постоянными коэффициентами (множителями подобия). Математические описания подобных систем идентичны.

Приведем определение физически подобных явлений и проиллюстрируем его на примере течения жидкостей в производственном трубопроводе (оригинале) и в его уменьшенной модели.

$$\frac{l_1}{L_1} = \frac{l_2}{L_2} = idem = i_l, \quad (7)$$

idem - означает инвариантно или "одно и тоже".

Величина i_l - представляет собой инвариант подобия геометрических величин.

Инварианты подобия, выраженные отношением двух однородных физических величин с одинаковыми размерностями, называются симплексами. Однако инварианты подобия могут быть выражены также отношениями разнородных величин, т.е. представлять собой их безразмерные комплексы. Например, для сходственных точек подобных потоков в трубопроводе и его модели равны инварианты подобия, состоящие из различных физических величин:

$$\frac{w_1 \cdot d_1 \cdot \rho_1}{\mu_1} = \frac{w_2 \cdot d_2 \cdot \rho_2}{\mu_2} = idem = Re \text{ (критерий Рейнольдса)}.$$

Безразмерные комплексы, составленные по такому типу, называются критериями подобия. Последние всегда имеют физический смысл, являясь мерами соотношения между какими-то двумя эффектами (силами и т.п.), существенными для рассматриваемого процесса. Критерии подобия обладают всеми свойствами инвариантов: они безразмерны, могут изменять свою величину от точки к точке данной системы и т.д.

Критерии подобия могут быть получены для любого процесса, если известны аналитические зависимости между характеризующими его величинами - дифференциальные уравнения, описывающие процесс.

3. ГИДРАВЛИКА

Гидравлика - наука, изучающая законы равновесия и механического движения жидкости. Гидравлика, как механика жидкости, подразделяется на гидростатику и гидродинамику. В гидростатике изучаются законы равновесия жидкости. В гидродинамике изучается движение жидкости с учетом действующих сил.

вдоль её поверхности (тангенциально) действуют *силы сдвига* (в гидравлике – силы трения).

3.1. ГИДРОСТАТИКА

3.1.1. Гидростатическое давление и его свойства

Рассмотрим произвольный объем жидкости (рис. 1), находящийся в равновесии под действием внешних сил. Рассечём этот объем какой-либо плоскостью и мысленно отбросим одну из образовавшихся частей. Для сохранения условий равновесия ее действие на оставшуюся часть заменим какой-то равнодействующей силой F . Если на секущей плоскости S выделить элементарную площадку ΔS , то на нее будет действовать часть равнодействующей силы ΔF . При уменьшении площади ΔS до нуля, предел отношения $\Delta F/\Delta S$ называется гидростатическим давлением p в данной точке жидкости:

$$p = \lim_{\Delta S \rightarrow 0} \frac{\Delta F}{\Delta S} = \frac{dF}{dS} \quad (1)$$

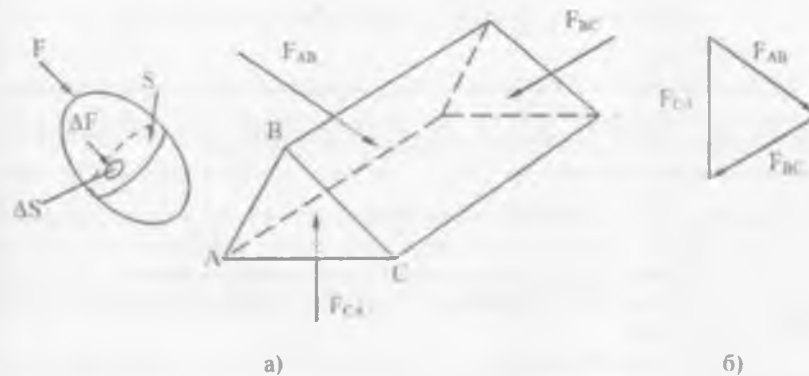


Рис 1 К определению гидростатического давления

Рис 2 К доказательству свойства гидростатического давления
а) призма с приложенными силами, б) треугольник равнодействующих сил

3.1.2. Дифференциальные уравнения равновесия Эйлера

Выделим в жидкости, находящейся в равновесии, бесконечно малый объем в виде параллелепипеда с ребрами dx , dy и dz , ориентируя его рёбра вдоль координатных осей (рис. 3). Давление одновременно зависит от трёх координат (3 - е свойство гидростатического давления), поэтому на

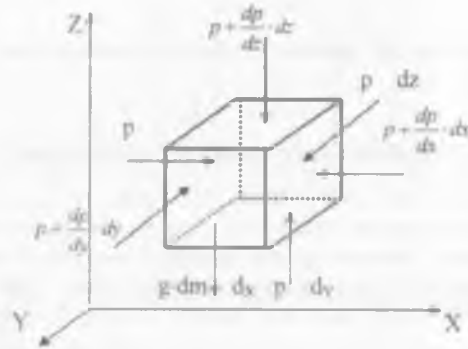


Рис 3 Квыводу дифференциальных уравнений равновесия Эйлера

параллельных гранях параллелепипеда оно различно. Например, на нижней грани давление равно p , а на верхней $p + \frac{dp}{dz} \cdot dz$. Воспользуемся основным принципом статики: сумма проекций на оси координат всех сил, действующих на элементарный объём, находящийся в равновесии, равна нулю. Тогда сумма проекций на ось x составит: $p \cdot dy \cdot dz - (p + \frac{dp}{dx} \cdot dx) \cdot dy \cdot dz = 0$.

$$\text{Для оси } y: \quad p \cdot dx \cdot dz - (p + \frac{dp}{dy} \cdot dy) \cdot dx \cdot dz = 0,$$

$$\text{Для оси } z: \quad p \cdot dx \cdot dy - (p + \frac{dp}{dz} \cdot dz) \cdot dx \cdot dy - g \cdot dm = 0,$$

где $dm = \rho \cdot dV = \rho \cdot dx \cdot dy \cdot dz$;

ρ — плотность жидкости.

p_1 и p_2 – гидростатическое давление в этих точках.

Нивелирная высота отсчитывается вверх от плоскости сравнения, что не удобно для проведения практических расчётов. Поэтому преобразуем выражение (7). Допустим, что необходимо найти давление в точке I , погружённой в жидкость на глубину h (рис. 4).

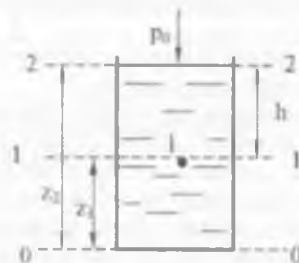


Рис 4 К определению основного уравнения гидростатики

За плоскость сравнения $0-0$ возьмём дно сосуда. Параллельно ей проведём плоскости $1-1$ и $2-2$ соответственно через точку I и свободную поверхность жидкости. При давлении на свободную поверхность p_0 выражение

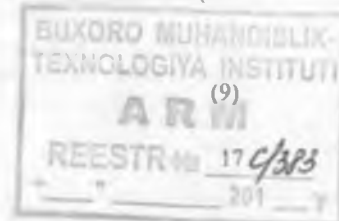
$$(7) \text{ примет вид: } z_1 + \frac{p_1}{\rho \cdot g} = z_2 + \frac{p_0}{\rho \cdot g}. \text{ Отсюда } p_1 = p_0 + \rho g(z_2 - z_1) \text{ учитывая,}$$

что $z_2 - z_1 = h$, получаем:

$$p_1 = p_0 + \rho g h. \quad (8)$$

Зависимости (6), (7) и (8) называются основным уравнением гидростатики. Оно устанавливает связь между вертикальной координатой трехмерного пространства и давлением. В уравнении (8) величина p_1 является абсолютным гидростатическим давлением в точке I . Оно равно абсолютному давлению на свободной поверхности p_0 , сложенному с гидростатическим (или весовым) давлением $\rho g h$, обусловленным весом самой жидкости. Разность между абсолютным и атмосферными давлениями называется избыточным (или манометрическим) давлением

$$p_{изб} = p_{абс} - p_{атм}$$



Манометры бывают двух систем – жидкостные и механические. Примером жидкостных манометров является ртутно-чашечный (рис. 6). Он состоит из металлической чашечки, наполненной ртутью и соединенной с открытой стеклянной трубкой на шкале измерений. За нуль обычно принимается уровень ртути в чашке. Абсолютное давление в точке *A* равно $p_{abs} = p_A + \rho_{рт} g h_{рт} - \rho g a$, где $\rho g a$ – постоянная величина поправки для данного прибора. Таким образом, для нахождения p_{abs} необходимо измерить только величину $h_{рт}$.

Для измерения очень малых давлений применяются микроманометры (наклонные пьезометры) (рис. 7). В них вместо малой высоты h можно отсчитывать значительно большую величину $l = h/\sin \alpha$, уменьшая тем самым погрешность измерений. Микроманометры обычно заполняются спиртом или водой. Угол α можно регулировать.

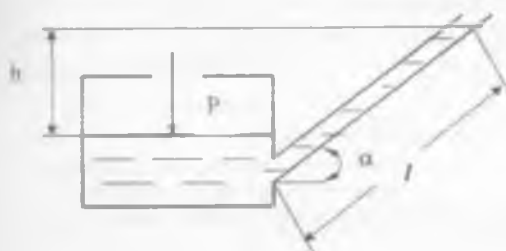


Рис 7 Микроманометр



Рис 8 Пружинный трубчатый манометр

Механические манометры подразделяются на пружинные и мембранные. Они служат для измерения больших избыточных давлений (более 3...4 ат). На рис. 8 показана схема пружинного трубчатого манометра. Основной элемент – полая латунная трубка, согнутая по кругу. Сечение трубки имеет форму овала или эллипса. Верхний конец трубки запаян и соединен со стрелкой, а нижний присоединяется к той области, в которой изменяется давление. Под действием давления трубка распрямляется, её свободный конец перемещается и тянет за собой стрелку. Такие манометры позволяют измерять давления до 10 000 ат.

В мембранных манометрах давление, оказываемое исследуемой средой на мембрану волнообразной формы, передается на стрелку; в результате стрелка поворачивается, позволяя произвести отсчет давления по шкале измерений. Мембранные манометры имеют пределы измерений 0,2...30 ат.

Вакуумметрами называются приборы, служащие для измерения величины вакуума. Принцип действия механических и жидкостных вакуумметров и описанных выше манометров одинаков; конструкции их полностью повторяют

Первое слагаемое в правой части есть сила *внешнего давления*, второе — *гидростатического*.

Для боковой поверхности сила давления (гидростатического, полного) изменяется с глубиной. Поэтому возникает проблема отыскания точки приложения ее равнодействующей: эту точку называют *центром давления*. Найдем координату центра *гидростатического* давления h_d , для чего применим теорему механики, гласящую, что относительно любой оси *момент равнодействующей силы равен сумме моментов составляющих*. Моменты будем брать первоначально относительно оси $x - x$, совпадающей с положением свободной поверхности в плоскости боковой стенки:

$$F_{гг} h_d S = \int_{(S)} h dx_{гг} \quad (15)$$

Раскроем смысл полной силы гидростатического давления $F_{гг}$ и элементарной $dF_{гг}$: $F_{гг} = \rho g h_d S$; $dF_{гг} = \rho g h ds$, подставим эти значения в (15) и сократив на ρg получим:

$$h_d h_d S^2 = \int_{(S)} h^2 ds = I_{xx}, \quad (16)$$

где I_{xx} — момент инерции площадки S произвольной формы относительно оси $x - x$.

Если подставить в (16) значение h_d через статический момент площадки S , то получится, что h_d есть отношение моментов этой площадки 2-го (инерции) и 1-го (статического) порядков относительно оси $x - x$. Обычно удобнее оперировать моментом инерции I_o относительно горизонтальной оси $O-O$, проходящей через центр масс площадки S (т.к. его легче рассчитать). Формула определения моментов для параллельного переноса осей известна из теоретической механики: $I_{xx} = I_o + h_o^2 S$. Подставим это значение I_{xx} в (16):

$$h_d h_d S^2 = I_o + h_o^2 S, \text{ откуда } h_d = h_o + \frac{I_o}{S h_d}. \quad (17)$$

Из уравнения (17) следует, что точка приложения равнодействующей для вертикальной либо наклонной поверхностей находится *ниже* центра тяжести площади — это следствие нарастания давления по мере увеличения глубины.

Проинтегрируем полученные зависимости по площади:

$$F_n = p_0 \int_{S_{xy}} ds_{xy} + \rho g \int_{S_{xy}} h ds_{xy}; \quad F_T = p_0 \int_{S_{zy}} ds_{zy} + \rho g \int_{S_{zy}} h ds_{zy}.$$

Первые слагаемые в правой части полученных выражений равны соответственно $p_0 \cdot S_{xy}$ и $p_0 \cdot S_{zy}$, где S_{xy} и S_{zy} — проекции площади фигуры AB на плоскости XOY и XOZ (см. рис. 10). Для нахождения интеграла $\int_{S_{xy}} h \cdot ds_{xy}$ проведем

через различные точки периметра площадки ds вертикальные образующие до пересечения с плоскостью XOY . В результате получим элементарный объем $ABCD$, равный $h \cdot ds_{xy}$. Сравнив это выражение с подынтегральным, получаем, что величина интеграла равна объему $ABCD$. Тогда вертикальная составляющая будет:

$$F_n = p_0 \cdot S_{xy} + \rho g (\text{объем } ABCD). \quad (20)$$

Отсюда следует, что вертикальная составляющая силы гидростатического давления равна сумме силы внешнего давления на горизонтальную проекцию цилиндрической поверхности AB и веса жидкости в объеме $ABCD$, ограниченного цилиндрической поверхностью AB , вертикальными плоскостями AD и BC и свободной поверхностью жидкости (см. рис. 10). Величина $\int_{S_{zy}} h \cdot ds_{zy}$ есть ста-

тический момент площади проекции поверхности AB на вертикальную плоскость ZOY относительно оси OY , равный $h_c \cdot S_{zy}$, где h_c — глубина погружения центра тяжести площадки S_{zy} . Тогда получаем:

$$F_T = p_0 \cdot S_{zy} + \rho g h_c \cdot S_{zy} = (p_0 + \rho g h_c) \cdot S_{zy}. \quad (21)$$

На основе выражений (20) и (21) получаем, по правилу параллелограмма, силу абсолютного давления на поверхность AB :

$$F = \sqrt{F_n^2 + F_T^2}. \quad (22)$$

2. **Живым сечением S** называется сечение потока, проведенное перпендикулярно к его направлению.

3. **Смоченным периметром Π** называется часть периметра (длины) живого сечения потока, в котором жидкость соприкасается с твердыми стенками канала или трубы.

4. **Гидравлический радиус и эквивалентный диаметр.** Под гидравлическим радиусом R , понимают отношение живого сечения трубопровода или канала, через которое протекает жидкость, к смоченному периметру. $R = S/\Pi$ (м).

Например, для канала прямоугольного сечения со сторонами a и b имеем $S = ab$ и $\Pi = 2(a+b)$, откуда $R = \frac{ab}{2(a+b)}$.

Диаметр d_e , выраженный через R , называется эквивалентным и определяется как $d_e = 4 R$. Для канала прямоугольного сечения он будет равен $d_e = 4 \frac{ab}{2(a+b)} = \frac{2ab}{a+b}$.

5. **Линия тока, трубка тока, поток.** Линией тока называется линия, в каждой точке которой в данное мгновение вектор скорости совпадает с направлением касательной к ней (рис. 1). При установившемся движении линии тока сохраняются неизменными, при неустановившемся — это мгновенная характеристика, изменяющаяся во времени. В непосредственной близости к рассматриваемой линии тока проходят другие, создавая совместно **трубку тока**. Совокупность трубок тока в канале образует **поток** рабочего тела (жидкости, газа и т. п.).



Рис 1 Линия тока

3.2.2. Виды движения жидкостей

1. **Установившееся и неустановившееся движение.** Установившимся называют такой вид движения жидкости, при котором скорости частиц потока, а так же плотность, температуры, давления и другие факторы не изменяются во времени в каждой фиксированной точке пространства. При неустановившемся движении, в отличие от установившегося, факторы, влияющие на движение жидкости, изменяются во времени.

2. **Равномерное и неравномерное движение.** Равномерным называют такой вид движения, при котором все гидравлические параметры движения — скорости, форма русла, глубина — не изменяются по длине потока. Неравномерное движение характеризуется изменением по длине потока живого сечения и скоростей в соответствующих точках.

3. **Напорное и безнапорное движение.** Напорным называют движение жидкости, когда поток не имеет свободной поверхности. Движение, при котором поток не со всех сторон ограничен твердыми стенками и имеет свободную по-

Приращение массы жидкости в параллелепипеде вдоль оси X составит:

$$dm_1 = m_1 - m_{1+d\tau} = -\frac{\partial(\rho \cdot w_1)}{\partial x} \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

Если составляющие скоростей вдоль осей Y и Z равны w_1 и w_2 соответственно, то значения масс в элементарном объеме вдоль этих осей, по аналогии составят:

$$dm_1 = -\frac{\partial(\rho \cdot w_1)}{\partial y} \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau, \quad dm_2 = -\frac{\partial(\rho \cdot w_2)}{\partial z} \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

Общее накопление массы в параллелепипеде за время $d\tau$ равно сумме его приращения вдоль всех осей координат:

$$dm = \left[\frac{\partial(\rho \cdot w_1)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho \cdot w_1)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho \cdot w_2)}{\partial z} \right] \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

Вместе с тем накопление массы в полностью заполненном жидкостью объеме параллелепипеда возможно только вследствие изменения ее плотности.

Поэтому $dm = \frac{\partial \rho}{\partial \tau} \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$. Приравняем оба выражения dm и после преобразований получим:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \left(\frac{\partial(\rho \cdot w_1)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho \cdot w_1)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho \cdot w_2)}{\partial z} \right) = 0 \quad (1)$$

Уравнение (1) представляет собой дифференциальное уравнение неразрывности потока для неустановившегося движения сжимаемой жидкости. В установившемся потоке плотность не изменяется во времени ($\partial \rho / \partial \tau = 0$) и уравнение упрощается:

$$\frac{\partial(\rho \cdot w_1)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho \cdot w_1)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho \cdot w_2)}{\partial z} = 0 \quad (2)$$

Для капельных жидкостей, которые практически несжимаемы, $\rho = \text{Const}$, поэтому из (2) следует:

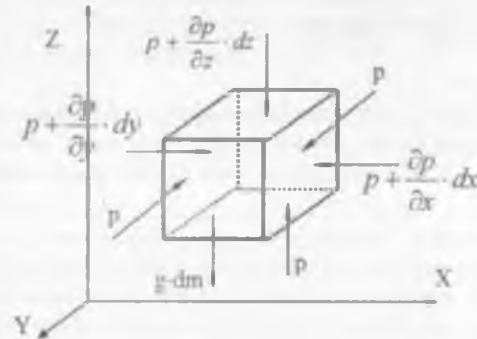


Рис.5 К расчету дифференциального уравнения движения Эйлера

произведению массы жидкости на её ускорение. Масса параллелепипеда равна $dm = \rho \cdot dx \cdot dy \cdot dz$. Если жидкость движется со скоростью w , то её ускорение равно dw/dt , а его проекции на координатные оси – dw_x/dt , dw_y/dt и dw_z/dt , где dw_x , dw_y , dw_z – составляющие скоростей вдоль осей X , Y , Z . При этом производные $\frac{\partial w_x}{\partial t}$, $\frac{\partial w_y}{\partial t}$ и $\frac{\partial w_z}{\partial t}$ отвечают изменению w_x , w_y , w_z только во времени. В соответствии с основным принципом динамики запишем следующую систему уравнений:

$$\begin{cases} \rho \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot \frac{dw_x}{dt} = -\frac{\partial p}{\partial x} \cdot dx \cdot dy \cdot dz \\ \rho \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot \frac{dw_y}{dt} = -\frac{\partial p}{\partial y} \cdot dx \cdot dy \cdot dz \\ \rho \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot \frac{dw_z}{dt} = -(\rho \cdot g + \frac{\partial p}{\partial z}) \cdot dx \cdot dy \cdot dz \end{cases}$$

или

где $g \sin \alpha$ — единичная массовая сила вдоль оси l (ось z направлена вертикально вверх, единичная массовая сила вдоль неё равна $-g$);
 w — скорость потока вдоль оси l .

Пусть течение является стационарным: $\partial w / \partial t = 0$; поскольку движение — однонаправленное, то $dw/dt = w(\partial w / \partial l)$. В результате в уравнении (7) остается одна независимая переменная l , так что частные производные можно заменить обыкновенными:

$$\frac{1}{\rho} \frac{dp}{dl} = -g \sin \alpha - w \frac{dw}{dl}. \quad (8)$$

Умножим каждое слагаемое на dl , произведем замены $(dl) \sin \alpha = dz$, $w dw = dw^2/2$ и соберем все слагаемые в одну часть равенства:

$$dz + \frac{dp}{\rho g} + \frac{dw^2}{2g} = 0. \quad (9)$$

Данное выражение представляет собой уравнение Бернулли в дифференциальной форме.

Поскольку сумма дифференциалов равна дифференциалу суммы, то для несжимаемой жидкости при $\rho = \text{const}$ уравнение (9) примет вид:

$$d\left(z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g}\right) = 0$$

Тогда уравнение Бернулли в интегральной форме будет иметь вид:

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = \text{Const}. \quad (10)$$

Для двух любых поперечных сечений потока (трубопровода) уравнение (10) можно представить в виде:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}. \quad (11)$$

Выражения (10) и (11) называются уравнениями Бернулли для идеальной жидкости. В них z_1 и z_2 — расстояния от центров сечений канала до некоторой произвольно выбранной горизонтальной плоскости отсчета. Каждое из этих слагаемых называется геометрической, или нивелирной высотой. Слагаемые

$$h_n = \frac{P_1^* - P_2}{\rho g} = \frac{\Delta p_n}{\rho g} \quad (14)$$

Расчет этой величины является одной из важнейших проблем гидродинамики. например, знание h_n необходимо при расчете напорных устройств (насосов и т.п.), определении основных параметров течения в трубопроводах, выборе режимных характеристик при осуществлении ряда процессов и т.д.

3.2.7. Уравнение Дарси – Вейсбаха

Для определения потерь напора h_n при течении жидкости рассмотрим прямолинейный участок трубопровода длиной l с произвольной (но постоянной) формой поперечного сечения S ; пусть периметр этого сечения равен Π , причем канал *заполнен* движущейся жидкостью, так что речь идет о *смоченном* периметре.

Потеря давления Δp_n обусловлена силой трения. Выразим эту силу через потерянный напор h_n . $\Delta p_n \cdot S = h_n \cdot \rho \cdot g \cdot S$. Эта же сила может быть записана как произведение напряжения трения *на стенках* канала $\tau_T \equiv \tau_S$ и поверхности трения — боковой поверхности канала Π — $\tau_S \cdot \Pi$. Таким образом, $h_n \rho g S = \tau_S \Pi l$, откуда:

$$h_n = \frac{\Pi \cdot l \cdot \tau_s}{S \cdot \rho \cdot g} \quad (15)$$

С учетом $d_3 = 4 R_l$ преобразуем выражение (15) к более удобному для инженерных расчётов виду:

$$h_n = \frac{4 \cdot l \cdot \tau_s}{d_3 \cdot \rho \cdot g} \quad (16)$$

Трудноопределимым в этом выражении является напряжение трения на стенках канала τ_s . Поэтому комплекс $4 \tau_s / (\rho g)$ принимается пропорциональным скоростному напору:

$$\frac{4 \tau_s}{\rho \cdot g} = \lambda_r \frac{w^2}{2g} \quad (17)$$

Это удобно, поскольку в каналах постоянного сечения скорость w не изменяется по их длине; а при изменении сечения w легко пересчитывается по

означает бурный, беспорядочный). Рейнольдс установил, что склонность жидкости к ламинарному течению возрастает при увеличении ее вязкости μ и понижении плотности ρ , к турбулентному течению — с ростом ρ и снижением μ . Позднее было найдено, что характер течения определяется значением безразмерного комплекса $wd\rho/\mu = wd^2/\nu = Re$, названного впоследствии числом Рейнольдса, которое характеризует *отношение сил инерции к силам вязкости в потоке*. При значениях Re ниже некоторой критической величины ($Re_{кр}$) течение жидкости — ламинарное; для круглых труб $Re_{кр} \approx 2300$. При увеличении Re (для изотермического течения в прямых круглых трубках — свыше 10^4) течение становится существенно турбулентным, причем с ростом Re интенсивность турбулентности повышается.

3.2.9. Виды гидравлических сопротивлений

Потери напора при движении жидкости по трубопроводам обусловлены сопротивлением по длине $h_{дл}$ и местными сопротивлениями $h_{мест}$. Сопротивление $h_{дл}$ существует при движении жидкости по всей длине трубопровода и обуславливается как наличием сил трения в самой жидкости, так и силами ее трения о стенки. Местные сопротивления возникают при изменении скорости потока по величине и (или) по направлению (в местах сужений, расширений и поворотов трубопроводов: в каналах, вентилях, задвижках, сварных швах и т.д.).

Потери напора в общем случае находятся как сумма двух величин:

$$h_c = h_{дл} + h_{мест} \quad (20)$$

3.2.10. Потери напора по длине трубопровода при ламинарном режиме движения жидкости

Для определения потерь напора по длине воспользуемся уравнением Дарси-Вейсбаха: $h_{дл} = \frac{64}{Re} \frac{u^2}{2g} \frac{l}{d}$. Действительно, при ламинарном режиме течения силы инерции гораздо меньше по величине сил вязкости; поэтому критерий Рейнольдса, выражающий их соотношение, физически перестает характеризовать течение. Из (19) следует, что потери напора по длине выражаются через скоростной напор. Величину, показывающую во сколько раз напор, затраченный на преодоление трения, отличается от скоростного, называют коэффи-

циентом сопротивления по длине $\xi_{дл} = \frac{64}{Re} \frac{l}{d}$, а отношение $64/Re$, входящее в (19), называют коэффициентом гидравлического трения $\lambda = 64/Re$. Тогда коэффициент сопротивления по длине равен:

1. зона гладкого сопротивления (величина λ_f зависит только от числа Re , а потери напора пропорциональны скорости в степени 1,75, т.е. $h_{\text{из}} \sim w^{1,75}$);
2. зона доквадратичного сопротивления (величина λ_f зависит как от числа Re , так и от шероховатости, а потери напора пропорциональны скорости в переменной степени 1,75...2, т.е. $h_{\text{из}} \sim w^{1,75-2}$);
3. зона квадратичного сопротивления (величина λ_f практически не зависит от числа Re и определяется только шероховатостью стенок труб, а потери напора пропорциональны скорости в степени 2, т.е. $h_{\text{из}} \sim w^2$).

При одной и той же абсолютной шероховатости Δ её влияние на величину гидравлических потерь различно в трубах разного диаметра. Поэтому введём понятие относительной шероховатости $\varepsilon = \Delta/d$ и в общем случае при турбулентном режиме движения $\lambda_f = f(Re, \varepsilon)$.

Для определения коэффициента гидравлического трения λ_f в зоне гладкого трения используем формулу Блазиуса:

$$\lambda_f = \frac{0,316}{Re^{0,25}}, \quad (23)$$

пригодную для диапазона $2320 < Re < 100000$, либо формулу Конакова:

$$\lambda_f = \frac{1}{(1,8 \lg Re - 1,5)^2}, \quad (24)$$

пригодную для зоны гладкого трения и любого значения числа Re . Границу $Re_{\text{кр}1}$ между зонами гладкого и доквадратичного сопротивления находим по формуле:

$$Re_{\text{кр}1} = 23/\varepsilon. \quad (25)$$

Границу $Re_{\text{кр}2}$ между зонами доквадратичного и квадратичного сопротивления определяем по формуле:

$$Re_{\text{кр}2} = 220 \cdot \varepsilon^{-0,91}. \quad (26)$$

Для доквадратичной зоны коэффициент гидравлического трения (сопротивления) определяем из соотношения:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \lg \left[\frac{\varepsilon}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right], \quad (27)$$

разветвленные и др.). Простые и сложные трубопроводы включают прямые участки и местные сопротивления.

3.2.13. Простой трубопровод

Проанализируем течение жидкости по трубопроводу под действием перепада давлений, возникающего за счет разницы напоров — геометрических, пьезометрических и скоростных (рис. 10). Пусть длина прямых участков трубопровода l , площади сечения резервуаров и трубопровода (соответственно S_1 , S_2 и S) и число местных сопротивлений — известны. Требуется связать расход жидкости Q (или ее скорость в трубопроводе w) с напором и геометрическими характеристиками трубопровода.

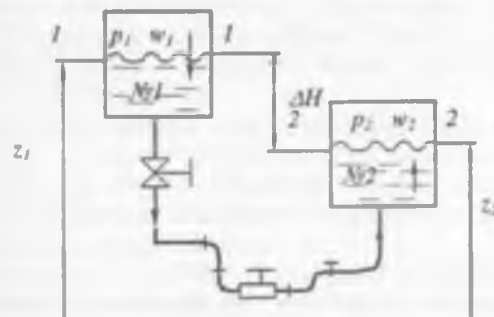


Рис. 10 Схема простого трубопровода

Примем, что жидкость с плотностью ρ течет из сосуда 1 в сосуд 2. Уровень жидкости в сосуде 1 расположен на расстоянии z_1 , а в сосуде 2 — на z_2 от некоторой горизонтальной плоскости отсчета (на рисунке не показана; ее положение несущественно: для течения важна лишь разность уровней $z_1 - z_2$). Давления над свободными поверхностями в сосудах равны p_1 и p_2 . Для сечений 1 и 2, совпадающих со свободными поверхностями в сосудах, может быть записано уравнение Бернулли:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_n \quad \text{или} \quad H_1 = H_2 + h_n, \quad (31)$$

где $H_{1,2} = z_{1,2} + \frac{p_{1,2}}{\rho g} + \frac{w_{1,2}^2}{2g}$ — полные напоры на уровнях $z_{1,2}$ в первом или во втором сосудах.

При этом значения ρ и μ известны; в практических задачах обычно задана длина трубопровода l ; известен и набор местных сопротивлений, а значит без особых затруднений определяются суммы $\sum \zeta_1$; либо $\sum l_1$.

3.2.14. Гидравлический удар

На современных химических, пищевых и других заводах существуют разнообразные системы трубопроводов, по которым движутся — нередко с весьма высокой скоростью — жидкости (до 3 м/с и более) и газы. В ходе проведения производственных процессов может возникнуть необходимость быстро перекрыть поток (аварийная ситуация; специфика технологического процесса и т.п.). Такая операция сопровождается возникновением больших механических усилий — ударного давления (*сверх* существующего в трубопроводе). Расчетная зависимость величины ударного давления при мгновенном закрытии задвижки имеет следующий вид:

$$\Delta p = \rho w c, \quad (35)$$

где Δp — повышение давления у задвижки (ударное давление) Па,

w — скорость движения жидкости м/с,

$c = l/\tau$ — скорость распространения ударной волны м/с,

l — длина трубопровода м,

τ — отрезок времени за который повышение давления распространится от задвижки к резервуару.

Из зависимости (35), называемой формулой Н. Е. Жуковского, следует, что величина ударного давления зависит от рода жидкости, начальной скорости ее движения в трубе и скорости распространения ударной волны.

Одним из способов уменьшения ударного давления является медленное перекрытие трубопровода. Если время полного закрытия задвижки τ , больше, чем длительность фазы гидравлического удара $T_d = 2l/c$, то величину повышения давления можно определить по формуле:

$$\Delta p = \rho w c (T_d/\tau). \quad (36)$$

Другой способ понижения ударного давления состоит в установке на трубопроводах (до задвижек) амортизирующих устройств (газовые полости — "колпаки", специальные клапаны с гибкими мембранами и т.п.).

Величина теряемого напора складывается из потерь при трении жидкости о стенки сосуда и при прохождении ею отверстия. Первой составляющей, как правило, можно пренебречь, так как $w_1 \ll w_2$, поскольку по уравнению расхода $w_1 S = w_2 S_c$ и уж если S_c существенно меньше S , то подавно $S_c^2 \ll S^2$. Поэтому крайне мал скоростной напор, входящий в уравнение Дарси-Вейсбаха (19) для движения жидкости вдоль сосуда: при небольших для сосуда значениях l/d и $\lambda_f \ll 1$ эта составляющая h_d пренебрежимо мала. Вторую составляющую учтем в

форме $h_c = \xi \frac{w^2}{2g}$, где ξ — коэффициент местного сопротивления при протекании жидкости через отверстие.

Преобразуем выражение (37), обозначив $h' = z_1 - z_2$ — разность уровней, $\Delta p = p_0 - p_2$ — разность давлений. Величиной S_c^2/S^2 можно пренебречь так как она очень мала. Кроме того расстояние узкого сечения (шейки) струи от сечения отверстия весьма невелико, поэтому разность уровней h' , без заметного ущерба для точности расчета можно заменить на известную высоту жидкости в сосуде над отверстием: $h' = h$.

Тогда,

$$w = \frac{1}{\sqrt{1+\xi}} \sqrt{2g\left(h + \frac{\Delta p}{\rho g}\right)}. \quad (38)$$

С целью сокращения записи введем приведенную высоту $h^* = (h + \Delta p/\rho g)$ — она в дополнение к h включает также разность давления p_0 и противодействия p_2 (разумеется, при $p_0 = p_2$ будет $h^* = h$). Множитель $1/\sqrt{1+\xi}$ называется коэффициентом скорости и обозначается φ . Тогда:

$$w = \varphi \sqrt{2gh^*}. \quad (39)$$

Расход жидкости найдем из уравнения: $Q = w S_c$. Такая запись неудобна из-за неопределенности величины S_c . Последнюю заменяют: $S_c = \alpha S_0$, где α — коэффициент сжатия струи (подчеркнем, что α отношение не диаметров струи и отверстия, а площадей их сечений). С этой заменой получаем формулу для расхода жидкости при истечении:

$$Q = \alpha \varphi S_0 \sqrt{2gh^*}. \quad (40)$$

Произведение $\alpha \varphi$ называется коэффициентом расхода при истечении и обозначается символом K_p . Тогда:

$$Q = K_p S_0 \sqrt{2gh^*}. \quad (41)$$

3.2.15.3. Истечение жидкости при переменном напоре

Схема истечения при переменном напоре показана на рис. 14. Из сосуда произвольной (но известной) формы через отверстие площадью S_0 вытекает жидкость, причем коэффициент расхода равен K_p . Давления p_0 и p_2 поддерживаются постоянными. Начальный уровень жидкости в сосуде обозначен h_0 , конечный - h_k (в частном случае полного опорожнения - $h_k = 0$). В ходе истечения уровень жидкости изменяется: обозначим переменный уровень жидкости над отверстием истечения, отсчитываемый от плоскости отверстия, z , он является составляющей напора (играет ту же роль, что и постоянная величина h в случае истечения при постоянном напоре).

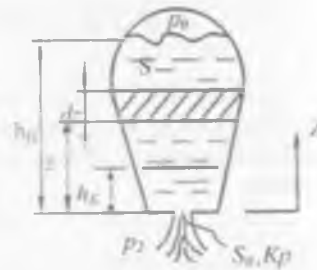


Рис. 14 Схема истечения при переменном напоре

В основу анализа положим формулу (41). Однако в рассматриваемом случае она пригодна лишь для описания *мгновенной* ситуации: мгновенного расхода $Q_{\text{мг}}$ при текущем значении движущей силы (напора) $z^* = z + \Delta p / (\rho g)$, где $z = \text{var}$ (переменная величина). При этом мгновенный расход можно выразить как объем жидкости, вытекающей в единицу времени:

$$Q_{\text{мг}} = \frac{dV}{dt} = K_p S_0 \sqrt{2gz^*}, \quad (44)$$

откуда элементарное количество жидкости, вытекающей из отверстия за время dt , составит:

$$dQ = K_p S_0 \sqrt{2gz^*} \cdot dt \quad (45)$$

Накопление жидкости в сосуде за dt равно Sdz , где S — текущее поперечное сечение сосуда на высоте z . В случае сосуда с вертикальными стенками $S = \text{const}$; в общем случае $S = S(z)$, причем зависимость эта задана геометриче-

4.2. Основные характеристики насосной установки

Основными характеристиками насосной установки являются ее производительность, создаваемый напор и мощность двигателя, обеспечивающего ее работу.

Производительность (подача) насоса Q — объем жидкости, подаваемый насосом в нагнетательный трубопровод в единицу времени ($\text{м}^3/\text{с}$). Массовая производительность насоса $G = Q\rho$, где ρ — плотность жидкости.

Напор H — характеризует энергию, которая сообщается насосом единице веса перекачиваемой жидкости. Напор можно представить как высоту, на которую может быть поднят 1 кг перекачиваемой жидкости за счёт энергии, сообщаемой её насосом. Для определения напора, создаваемого насосом, воспользуемся уравнением Бернулли.

Примем за плоскость отсчета поверхность $I-I$ уровня жидкости в расходном резервуаре (рис.2) и запишем полные напоры H_1 и H_2 для плоскостей $I-I$ и $II-II$, соответственно:

$$H_1 = 0 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} \quad \text{и} \quad H_2 = H_1 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

При течении идеальной жидкости в отсутствие насоса $H_1 = H_2$. В случае течения реальной жидкости $H_1 > H_2$, и для сохранения равенства в правой части уравнения Бернулли учитываются гидравлические потери h_n в трубопроводах. Но насос — источник энергии, он создаст дополнительный напор H , увеличивающий сумму слагаемых в правой части. Чтобы сохранить знак равенства, необходимо в левую часть добавить этот напор:

$$0 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} + H = H_1 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + H_n \quad (1)$$

где $H_n = h_{\text{вс}} + h_{\text{наг}}$ — полные гидравлические потери, т.е. сумма потерь во всасывающем ($h_{\text{вс}}$) и нагнетательном ($h_{\text{наг}}$) трубопроводах.

В равенстве (1) напор H — это воспринятый жидкостью напор H_T за вычетом гидравлических потерь в самом насосе $h_n^{\text{н}}$, т.е. $H = H_T - h_n^{\text{н}}$. Выразив H из (1) получим:

$$H = H_T + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} + H_n \quad (2)$$

Мощность N , потребляемая насосом (мощность на валу насоса), больше полезной вследствие потерь в самом насосе (гидравлические потери, утечки жидкости через клапаны ввиду невозможности их мгновенного открытия и закрытия), которые учитываются коэффициентом его полезного действия η_n :

$$N = \frac{N_{\text{в}}}{\eta_n} = \frac{\rho Q g H}{\eta_n} \quad (6)$$

Величина η_n характеризует совершенство конструкции и экономичность эксплуатации насоса. Ее обычно представляют как произведение трех сомножителей, каждый из которых имеет определенный физический смысл:

$$\eta_n = \eta_v + \eta_{\text{г}} + \eta_{\text{мех}} \quad (7)$$

Коэффициент подачи $\eta_v = Q/Q_T$, где Q_T — теоретическая производительность насоса. Коэффициент η_v учитывает потерю производительности насоса за счёт утечек жидкости через зазоры, клапаны, сальники и т.д.

Гидравлический КПД $\eta_{\text{г}} = H/H_T$ учитывает потери напора $h_{\text{вн}}^{\text{теор}}$ при движении жидкости через насос. Здесь H_T — теоретический напор.

Механический КПД $\eta_{\text{мех}}$ характеризует потери мощности на механическое трение в насосной установке (в подшипниках, сальниках и т.д.). Для разных насосов $\eta_{\text{мех}}$ колеблется в весьма значительных пределах от 0,5 до 0,95.

КПД передачи $\eta_{\text{пер}}$ позволяет учесть при выборе электродвигателя к насосу потери мощности из-за механических потерь в передаче от электродвигателя к валу насоса. Величина $\eta_{\text{пер}}$ близка к единице и составляет 0,95 — 0,99.

Мощность, затрачиваемая двигателем, определяется в итоге следующим образом:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N_{\text{в}}}{\eta} \quad (8)$$

КПД насосной установки η равен:

$$\eta = \eta_v \eta_{\text{пер}} \quad (9)$$

Заметим также, что при подборе двигателя его мощность принимают на 10–100% больше рассчитанной по формуле (8) с учетом перегрузок в момент пуска насоса, причем больший запас берут для насосов меньшей мощности.

К объемным насосам относятся также шланговые (рис. 6), в которых цилиндрические прижимы 1 (ролики) сдавливают шланг 4, образуя замкнутые объёмы (порции) жидкости в нём. При перекачивании прижимов порции жидкости перемещаются от всасывающей стороны 2 к нагнетательной 3.

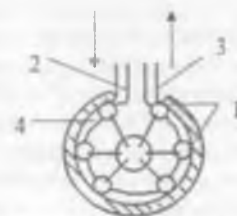


Рис 6 Шланговый насос

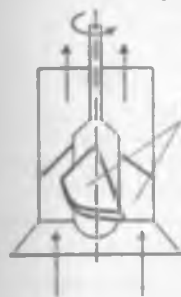


Рис 7 Осевой насос

В осевых насосах (рис. 7) движение жидкости происходит преимущественно в аксиальном (осевом) направлении за счёт подталкивания жидкости лопастями рабочего колеса 1.

Устройство эрлифта показано на рис 8. Он состоит из трубы 1 для подачи сжатого воздуха и смесителя 2, где образуется газожидкостная смесь, которая вследствие меньшей плотности поднимается по трубе 3. На выходе из неё газожидкостная смесь огибает отбойник 4. При этом из смеси выделяется воздух, а жидкость поступает в сборник 5. Можно сказать, что эрлифт обеспечивает создание напора (и подъём жидкости) за счёт введения в жидкость практически неподвижного газа.

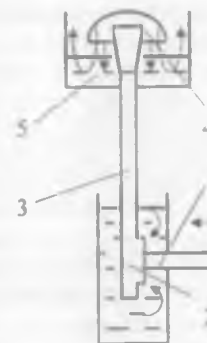


Рис 8 Эрлифт

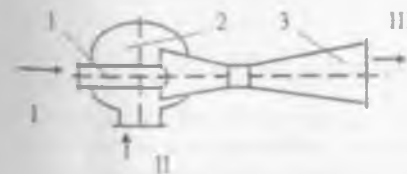


Рис 9 Струйный насос

В струйных (рис. 9) насосах рабочая жидкость 1 поступает с большой скоростью из сопла 1 через камеру смешения 2 и диффузор 3. При этом за счёт поверхностного трения она увлекает перекачиваемую жидкость II. В наиболее узкой части диффузора скорость движения смеси достигает наибольшего значения, а давление потока становится меньшим. За счёт этого создаётся перепад давлений между камерой смешения и диффузором. В результате этого жидкость непрерывно поступает из камеры смешения в диффузор. В последнем скорость потока уменьшается, а давление увеличивается, и смесь III под напором поступает в нагнетательный трубопровод.

Здесь подача насоса равна требуемой, а его напор H_2 расходуется на преодоление гидравлического сопротивления сети H_c и задвижки h_1 . Таким образом, сущность данного метода регулирования заключается в изменении характеристики сети: при этом рабочая точка перемещается в новое положение по характеристике насоса.

Регулирование изменением частоты вращения рабочего колеса.

Сущность данного метода регулирования заключается в изменении характеристики насоса. Так, уменьшение производительности насоса от величины Q_1 до Q_2 достигается уменьшением частоты вращения колеса от значения n_1 до n_2 . При этом пересечение характеристик насоса и сети произойдет в точке 2 (рис. 12). В каталогах насосов дается зависимость $Q-H$ при одной частоте вращения рабочего колеса (например, при $n_1 = \text{Const}$). Построение характеристики насоса для любой другой частоты вращения n_2 осуществляется путем пересчета при частоте n_1 .

Сопоставление этих двух способов приводит к выводу, что регулирование задвижкой, вызывающее дополнительные потери энергии, неэкономично и приводит к снижению к.п.д. насоса. В свою очередь, регулирование изменением частоты вращения колеса лишено этого недостатка, но для практической реализации данного способа необходимы двигатели с переменным числом оборотов или специальные устройства, позволяющие регулировать их частоту вращения (гидромуфты, электромагнитные муфты). По этой причине регулирование изменением частот вращения колеса требует дополни-

тельных капитальных затрат по сравнению с регулированием задвижкой. Т.к. в последнем случае насосы комплектуются простыми по устройству и от-

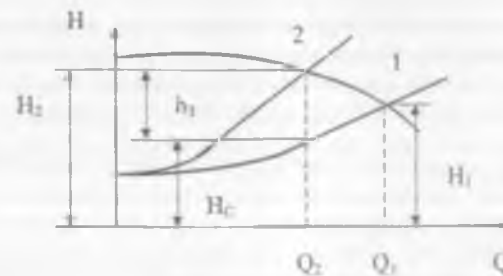


Рис. 11 Регулирование при помощи задвижки (дресселирование)

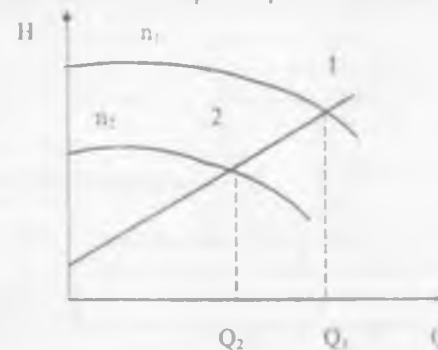


Рис. 12 Регулирование изменением частоты вращения рабочего колеса

В плане изучения и описания сжатия газов в компрессорах наиболее важна классификация *по принципу действия*. Здесь существуют различные подходы. Согласно наиболее простому из них, все компрессоры подразделяют на три группы: **поршневые**, **центробежные** и **остальные** (обычно их именуют **специальными**).

Более обоснованной в рассматриваемом аспекте представляется следующая классификация:

- компрессоры **объемного действия**, принцип работы которых основан на сжатии газов в результате уменьшения объема замкнутого рабочего пространства с постоянной массой газа в нем. К таким компрессорам относятся **поршневые** — с возвратно-поступательным движением поршня, **роторные** — с вращательным перемещением изменяющегося рабочего объема;
- **динамические** компрессоры, для которых характерно повышение кинетической энергии газового потока и преобразование затем значительной ее доли в потенциальную (энергию давления). К числу таких компрессоров относятся **центробежные**, или **турбокомпрессоры**, в которых давление создается под действием центробежных сил на газовый поток; **осевые** компрессионные машины, основанные на сообщении газовому потоку кинетической энергии (в осевом направлении); **струйные** (инжекторы), базирующиеся на обмене количеством движения между газовыми потоками, и некоторые другие

5.2. Устройство и работа поршневых компрессоров

По своему устройству и принципу действия поршневые компрессоры (**ПК**) во многом напоминают поршневые насосы. На рис. 1 показана схема **ПК**.

При движении поршня 2 вправо из крайнего левого (мертвого) положения в рабочем пространстве цилиндра 1 (слева от поршня — говорят *под поршнем*) возникает разрежение. Под действием разности давлений (у источника газа и в цилиндре **ПК**) открывается всасывающий клапан 4, и газ засасывается в рабочее пространство при этом закрыт. Далее поршень приходит в крайнее правое (мертвое) положение и начинает двигаться влево. При этом уменьшается рабочий объем под поршнем повышается давление

(оно становится больше, чем у источника), и всасывающий клапан 4 закрывается. Нагнетательный клапан 5 на начальных стадиях движения поршня влево тоже закрыт, поскольку давление в рабочем пространстве под поршнем пока еще ниже, чем у потребителя газа. При дальнейшем движении поршня влево да-

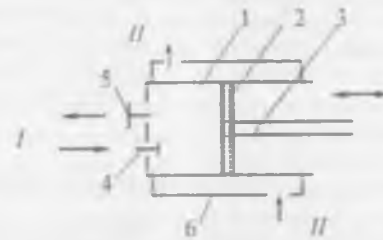


Рис. 1 Схема поршневого компрессора
1 — корпус, 2 — поршень, 3 — шток, 4 — всасывающий клапан, 5 — нагнетательный клапан,
6 — охлаждающая рубашка,
I — газ, II — охлаждающая вода

5.4. Центробежные компрессоры

Центробежные компрессоры и газодувки (иначе — турбокомпрессоры *ТК*) являются наиболее распространенными представителями динамических компрессоров. По своему устройству и принципам работы (создание напора за счет непосредственного воздействия центробежных сил) *ТК* близки к центробежным насосам.

ТК по развиваемому напору условно подразделяют на собственно *ТК* (напор свыше 0,3 МПа), турбогазодувки (напор от 0,01 до 0,3 МПа) и вентиляторы (напор не превышает 0,01 МПа).

5.5. Устройство и принцип действия турбокомпрессоров

Рабочий орган *ТК* (рис.3) — насаженное на вал 1 и заключенное в корпус рабочее колесо 2, снабженное лопатками 3. При вращении колеса с лопатками газ центробежной силой отбрасывается к периферии рабочего колеса и далее — в нагнетательный газопровод к потребителю. При этом вблизи оси рабочего колеса возникает разрежение, куда устремляется газ от источника. Газ из рабочего колеса выходит с большой скоростью, т.е. с большой кинетической энергией. Поскольку назначение компрессора состоит в повышении давления (т.е. в приросте потенциальной энергии), то используются устройства, преобразующие кинетическую энергию газа в потенциальную (в энергию давления): лопатки, отогнутые назад, улиткообразный корпус, специальный направляющий аппарат (система неподвижных лопаток, охватывающих рабочее колесо).



Рис 3 Схема центробежного компрессора
1 - вал, 2 - рабочее колесо,
3 - лопатки

5.6. Области применения компрессоров

Достоинства поршневых компрессоров (*ПК*) состоят в возможности создания высоких степеней сжатия (до 1000) при неограниченном нижнем пределе производительности, а также в сравнительно высоком КПД. К недостаткам относятся громоздкость, высокие инерционные усилия вследствие возвратно-поступательного движения поршня, загрязнение сжимаемого газа смазкой, высокая стоимость.

Достоинства турбокомпрессоров (*ТК*) — компактность, равномерность подачи, высокий верхний предел производительности (более 50 м³/с), отсутствие загрязнения газа смазкой, возможность непосредственного присоединения к электродвигателю. Среди недостатков — пониженный КПД, ограниченный нижний предел производительности (около 1,5 м³/с).

Объемные вакуум-насосы могут обеспечить остаточное давление на уровне 5 кПа . В то же время в химической технологии встречаются процессы, проводимые при весьма глубоком вакууме. В этом случае используются специальные вакуум-насосы. Для примера, рассмотрим диффузионный вакуум-насос. Схема последнего представлена на рис.5. В корпусе 1 смонтирована труба 3, заканчивающаяся в верхней части шелеобразным соплом 2. В нижней части корпуса и трубы находится слой III жидкого рабочего тела с очень низким давлением паров. Корпус снабжен охлаждающей рубашкой 4, питаемой холодной водой IV. Днище корпуса и слой жидкого рабочего тела получают теплоту от подогревателя 5.

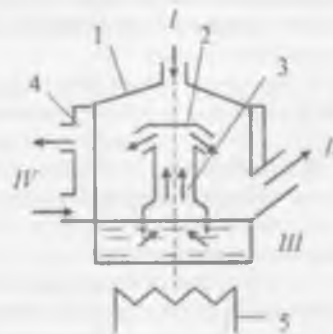


Рис. 5 Диффузионный вакуум-насос
1 - корпус, 2 - шелевидное сопло, 3 - труба, 4 - водная рубашка, 5 - подогреватель, I - газ от вакуумируемого аппарата, II - газ в атмосферу, III - слой рабочей жидкости, IV - охлаждающая вода

Диффузионный вакуум-насос работает следующим образом. Подогреваемая жидкость испаряется; пары рабочего тела поднимаются по трубе 3 и, выходя через шелевое сопло 2, направляются на охлаждаемые стенки корпуса. Здесь они конденсируются и стекают вниз - в зону жидкости III. При этом давление на холодных стенках крайне низкое - соответственно давлениям паров рабочего тела при температуре стенки. Пары рабочего тела от шелеобразного сопла движутся на стенки корпуса с очень высокой скоростью, поскольку на этом участке практически отсутствует гидравлическое сопротивление. Высокому скоростному напору отвечает низкое давление - ниже, чем в вакуумируемом аппарате. Под действием этого перепада давления возникает и поддерживается газовый поток I - от аппарата к диффузионному вакуум-наосу. Далее газовый поток II выходит из диффузионного ВН.

В качестве рабочего тела с низким давлением паров наиболее перспективны жидкости на основе кремнийорганических соединений: они устойчивы и практически нетоксичны, что является важным преимуществом в сравнении с использовавшимися ранее ртутью или веретенным маслом.

6. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Гидромеханика изучает равновесие, движение и взаимодействие жидкости с погруженными в неё или движущимися в ней телами.

К гидромеханическим относятся процессы осаждения взвешенных в жидкой или газообразной среде частиц под действием гравитационной силы (осаждение), центробежной силы (центробежное осаждение) или сил электрического поля; фильтрование жидкостей или газов через пористую перегородку под

Фильтрация - это процесс разделения с помощью пористой перегородки, способной пропускать жидкость или газ, но задерживать взвешенные в них твердые частицы. Он осуществляется под действием сил давления или центробежных и применяется для более тонкого разделения суспензий и пылей.

Центрифугирование - это процесс разделения суспензий и эмульсий в поле центробежных сил. Под действием последних осаждение сопровождается уплотнением образующегося осадка, а фильтрация - уплотнением и механической сушкой осадка.

Несмотря на общность принципов разделения жидких и газовых неоднородных систем некоторые методы их разделения, а также применяемое оборудование в ряде случаев имеют специфические особенности.

6.2. Материальный баланс процесса разделения

Пусть разделению подлежит система, состоящая из вещества "а" (внешней фазы) и взвешенных в ней частиц "б". Введем обозначения:

$G_{см}$, $G_{осв}$, $G_{ос}$ - масса исходной смеси, осветленной жидкости и получаемого осадка, кг;

$X_{см}$, $X_{осв}$, $X_{ос}$ - содержание вещества "а" в исходной смеси, осветленной жидкости и осадке.

При отсутствии потерь вещества в процессе разделения уравнения материального баланса имеют вид:

$$G_{см} = G_{осв} + G_{ос}, \quad (1)$$

по веществу "а":

$$G_{см} \cdot X_{см} = G_{осв} \cdot X_{осв} + G_{ос} \cdot X_{ос}. \quad (2)$$

Совместное решение уравнений (1) и (2) позволяет определить массу осветленной жидкости $G_{осв}$ и осадка $G_{ос}$:

$$G_{осв} = G_{см} \cdot \frac{X_{ос} - X_{см}}{X_{осв} - X_{ос}}, \quad (3)$$

$$G_{ос} = G_{см} \cdot \frac{X_{см} - X_{ос}}{X_{ос} - X_{см}}. \quad (4)$$

Содержание взвешенных частиц в осветленной жидкости и в осадке выбирается в зависимости от конкретных технологических условий процесса разделения. При этом содержание вещества в осветленной жидкости обычно ограничивается некоторым нижним пределом.

Согласно закону Архимеда, подъемная сила:

$$A = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot \rho_s \cdot g, \quad (7)$$

где ρ_s — плотность среды, в которой находится частица.

Сила, заставляющая частицу падать:

$$G - A = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_s), \quad (8)$$

Среда, в которой падает частица, оказывает сопротивление R , которое будет зависеть от ее вязкости и плотности ρ_s , площади сечения частицы F и ее формы. Величина силы R определяется по закону Ньютона:

$$R = \frac{C \cdot F \cdot \rho_s \cdot w_{ос}^2}{2}, \quad (9)$$

где C — коэффициент сопротивления среды, зависящий от режима движения частицы;

$w_{ос}$ — скорость осаждения частицы.

Значение $w_{ос}$ может быть найдено из критериального уравнения осаждения. В условиях турбулентного режима ($Re \geq 500$):

$$Re^2 = 3,03 Ar, \quad (10)$$

где: $Ar = \frac{g \cdot d^3 \cdot (\rho_p - \rho_s)}{\nu^2 \cdot \rho_s}$ — критерий Архимеда, который характеризует отношение разности сил тяжести и к подъемной силе;

$$Re = \frac{w_{ос} \cdot d_s}{\nu};$$

ν — кинематический коэффициент вязкости.

Из уравнения (10) путём некоторых преобразований получаем:

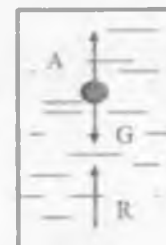


Рис 1 Силы, действующие на частицу в вязкой среде

Полное осветление в отстойнике будет осуществляться при условии, что время пребывания суспензии в аппарате $\tau_{пр}$ больше либо равно времени осажде- ния $\tau_{ос}$, необходимого для осветления: $\tau_{пр} \geq \tau_{ос}$.

Выразим характерные продолжительности $\tau_{пр}$ и $\tau_{ос}$ через соответствующие пути и скорости. Очевидно, $\tau_{пр} = L/w$, где $w = Q/(bH)$ – линейная скорость по- тока в направлении движения жидкости в отстойнике. Отсюда:

$$\tau_{пр} = \frac{L}{w} = \frac{LbH}{Q} = \frac{SH}{Q} \quad (14)$$

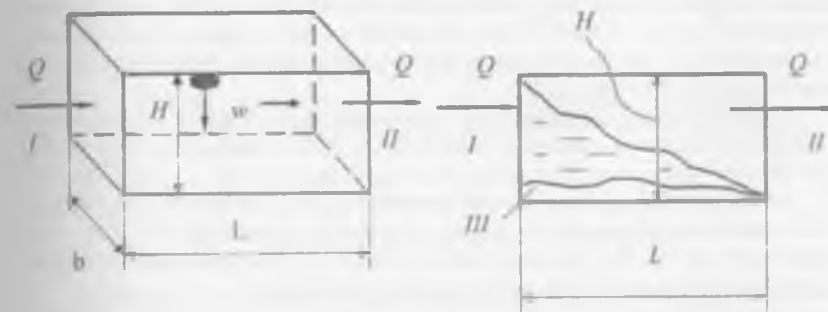


Рис. 2 К расчету производительности отстойника
I – исходная суспензия II – осветленная жидкость III – осадок

Для полного осветления жидкости все частицы суспензии должны перейти в осадок пройдя путь H . При скорости осажде ния $w_{ос}$ время осажде ния составит:

$$\tau_{ос} = \frac{H}{w_{ос}} \quad (15)$$

Подставим (15) и (16) в (14) и после сокращения на H получим:

$$Q \leq S \cdot w_{ос} \quad \text{или} \quad S \geq Q / w_{ос} \quad (16)$$

Из полученных выражений видно, что при прочих равных условиях необхо- димая площадь осажде ния отстойника обратно пропорциональна скорости осажде- ния. Значит, для разделения суспензий содержащих более мелкие частицы и более вязкой жидкости необходимо увеличить длину и ширину отстойника.

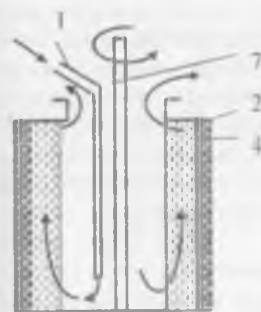


Рис 3 Отстойная центрифуга

1 – патрубок для подачи исходной жидкости, 2 – барабан центрифуги, 3 – перфорированная стенка центрифуги с фильтрующей перегородкой, 4 – осадок, 5 – приемник, 6 – отводящий патрубок, 7 – приводной

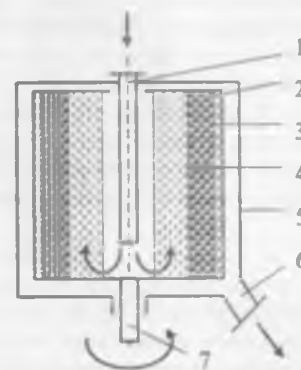


Рис 4 Фильтрующая центрифуга

6.5.2. Процессы в фильтрующих центрифугах

В общем случае разделение суспензий в фильтрующих центрифугах складывается из трёх стадий: образования, уплотнения и механической сушки осадка. В центрифугах этого типа возможна также и промывка осадка.

При разделении суспензий в таких центрифугах твердая фаза оседает на внутренних стенках барабана, а жидкая просачивается через образующийся слой осадка и выбрасывается наружу через отверстия под действием напора, создаваемого полем центробежной силы. Обычно, для предотвращения уноса мелких частиц твердой фазы вместе с фугатом, внутренние стенки барабана покрывают добавочным фильтром. В качестве таких фильтров используются решета из стальных листов с отверстиями от 1 до 1,5 мм; проволочные сита; тканевые фильтры из полотна, бязи, фланели и т.д. В течение первого периода фильтрации непрерывно нарастает слой осадка. Когда вся твердая фаза, находящаяся в суспензии, осаждена на фильтрующую поверхность и жидкость содержится только в капиллярах осадка, начинается второй период, во время которого происходит уплотнение осадка, причем жидкость, содержащаяся в нем, выжимается под действием центробежной силы. В результате частицы осадка сближаются между собой.

Третий период начинается тогда, когда система становится трехфазной, т.е. в освобождаемые от фильтрата капилляры начинает проникать воздух. В этот период жидкость удерживается на частицах осадка капиллярными и молекулярными силами. Под действием центробежной силы она постепенно продвигается по направлению фильтрующей перегородки. Так протекает процесс в фильтрующих центрифугах периодического действия.

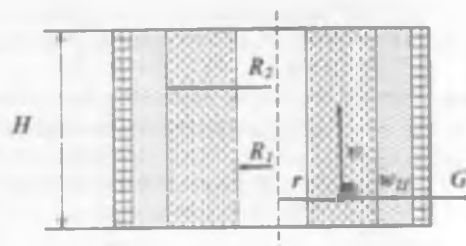


Рис 5 К расчету скорости осаждения в центробежном поле

успеть достигнуть стенки барабана прежде, чем она будет вынесена из него потоком жидкости. Следовательно, скорость протекания жидкости через барабан w должна быть такой, чтобы самые мелкие частицы успели пройти через всю толщу жидкости $R_1 - R_2 = S$.

Рассмотрим движение частицы, диаметр которой лежит в пределах применения закона Стокса (ламинарный режим). Такая частица тонет в жидкости под действием силы тяжести со скоростью:

$$w_p = \frac{1}{18} \cdot \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_T - \rho_{ж})}{\nu \cdot \rho_{ж}}$$

Центробежная сила больше силы тяжести в $\omega^2 r / g$ раз, где r - текущий радиус. Значит во столько же раз больше будет скорость передвижения частицы под её действием:

$$w_{\omega} = \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_T - \rho_{ж})}{18 \nu \cdot \rho_{ж}} \cdot \frac{\omega^2 \cdot r}{g} \quad (18)$$

Подставляя в выражение (18) вместо скорости первую производную от пути по времени получим:

$$\frac{dS}{d\tau} = \frac{d^2}{18 \nu} \cdot \frac{(\rho_T - \rho_{ж})}{\rho_{ж}} \cdot \omega^2 \cdot r$$

Разделяя переменные и интегрируя в пределах от R_1 до R_2 , получаем время осаждения частицы на стенку ротора:

горизонтальное и вертикальное расположение ротора. По принципу действия центрифуги делят на машины периодического, непрерывного действия и комбинированные.

Самостоятельно изучите следующие конструкции центрифуг:

- 1 подвесная фильтрующая центрифуга;
- 2 пульсирующая центрифуга;
- 3 центрифуга с центробежной выгрузкой осадка;
- 4 центрифуга со шнековой выгрузкой осадка.

6.6. Разделение неоднородных газовых систем

Промышленное производство часто имеет дело с газовыми смесями (запылёнными газами), несущими мелкие частицы размерами менее 0.1 мкм . Для очистки газов используется центробежное осаждение в аппаратах, называемых циклонами.

Обеспыливание газовых смесей в циклонах производится в целях их последующего раздельного использования. В ряде производств запылённый газ получается в результате нежелательного уноса твердых частиц (например, из пылящего твердого материала в псевдоожиженный слой), в этом случае выделяемые с помощью циклонов твердые частицы возвращаются в технологический процесс.

Работу пылеулавливающего аппарата оценивают по величине доли пыли, задержанной в нем. Её обычно называют коэффициентом полезного действия η и рассчитывают как отношение количества пыли, уловленной в аппарате, к общему ее количеству во входном потоке газа:

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} \cdot 100\% \quad (24)$$

где G_1 и G_2 — количество взвешенных частиц в исходном и очищенном газе, кг/час.

6.6.1. Устройство и принцип работы циклонов

Схема циклона приведена на рис. 6. Исходный запылённый газ (поток I) подводится к циклону по цилиндрической трубе 4. С помощью переходного участка 5 канал изменяет форму на прямоугольную. Далее исходный газ поступает в циклон тангенциально с большой скоростью через прямоугольный патрубок 6. Высокая скорость вызывает выпадение твердых частиц из газового потока в подводящих к циклону каналах. Тангенциальная подача газа в циклон обеспечивает завихрение потока вокруг центральной цилиндрической трубы 3. Под действием возникающей при этом центробежной силы твердые частицы отбрасываются к стенкам циклона, а очищенный газ (поток II) уходит

горизонтальное и вертикальное расположение ротора. По принципу действия центрифуги делят на машины периодического, непрерывного действия и комбинированные.

Самостоятельно изучить следующие конструкции центрифуг:

- 1 подвесная фильтрующая центрифуга;
- 2 пульсирующая центрифуга;
- 3 центрифуга с центробежной выгрузкой осадка;
- 4 центрифуга со шнековой выгрузкой осадка.

6.6. Разделение неоднородных газовых систем

Промышленное производство часто имеет дело с газовзвесьями (запылёнными газами), несущими мелкие частицы размерами менее $0,1\text{ мкм}$. Для очистки газов используется центробежное осаждение в аппаратах, называемых циклонами.

Обеспыливание газовзвесей в циклонах производится в целях их последующего раздельного использования. В ряде производств запылённый газ получается в результате нежелательного уноса твердых частиц (например, из пылящего твёрдого материала; из псевдоожиженного слоя). в этом случае выделяемые с помощью циклона твёрдые частицы возвращаются в технологический процесс.

Работу пылеулавливающего аппарата оценивают по величине доли пыли, задержанной в нем. Её обычно называют коэффициентом полезного действия η и рассчитывают как отношение количества пыли, уловленной в аппарате, к общему её количеству во входящем потоке газа.

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} \cdot 100\% \quad (24)$$

где G_1 и G_2 — количество взвешенных частиц в исходном и очищенном газе, кг/час.

6.6.1. Устройство и принцип работы циклонов

Схема циклона приведена на рис. 6. Исходный запылённый газ (поток I) подводится к циклону по цилиндрической трубе 4. С помощью переходного участка 5 канал изменяет форму на прямоугольную. Далее исходный газ поступает в циклон тангенциально с большой скоростью через прямоугольный патрубок 6. Высокая скорость предотвращает выпадение твёрдых частиц из газового потока в подводящих к циклону каналах. Тангенциальная подача газа в циклон обеспечивает вращательное движение потока вокруг центральной цилиндрической трубы 3. Под действием возникающей при этом центробежной силы твёрдые частицы отбрасываются к стенкам циклона, а очищенный газ (поток II) уходит

$$\frac{\Delta P}{\gamma_2} = 55 - 75 \text{ м}$$

Эффективность улавливания пыли будет зависеть от объемов очищаемых газов, дисперсности улавливаемых частиц, концентрации их в газовом потоке, и его температуры, от грамотного выбора системы пылеулавливания, состоящей обычно из нескольких последовательно установленных аппаратов разного принципа действия.

6.7. Фильтрация

Разделение жидких и газовых неоднородных смесей можно осуществлять с помощью процесса **фильтрации** (рис.7), заключающегося в пропускании загрязнённого потока через перегородку, проницаемую для сплошной среды, но не пропускающую твёрдые частицы. В результате неоднородная смесь разделяется на осветлённую жидкость, называемую **фильтратом**, и влажный осадок **твёрдого** материала.

Процесс фильтрации, осуществляется под действием разности давлений $\Delta p = p_1 - p_2$, где p_1 и p_2 — давления над и под фильтрующей перегородкой.

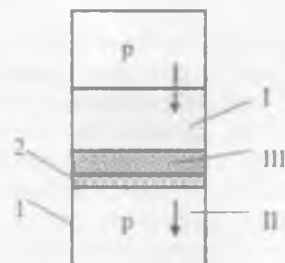


Рис.7 Процесс фильтрации
1 — корпус фильтра, 2 — фильтрующая перегородка, I — суспензия, II — фильтрат, III — осадок

6.7.1. Виды фильтрации

При разделении суспензий, в зависимости от их свойств и вида фильтровальной перегородки, фильтрация может происходить с **образованием осадка** на поверхности перегородки или с **закупориванием** ее пор. Кроме описанных двух случаев фильтрации имеется **промежуточный**, при котором имеет место как проникновение осадка в капилляры и их закупоривание, так и образование слоя осадка.

Фильтрация с закупориванием пор (рис.8а) происходит, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки. Это явление наблюдается уже в начальный период процесса фильтрации, что снижает производительность фильтра.

Фильтрация с образованием осадка (рис.8б) происходит в тех случаях, когда диаметр частиц больше диаметра пор перегородки, в результате чего только первые порции фильтрата уносят с собой небольшую часть твердой фа-

$$w = \frac{dV}{S \cdot d\tau} = \frac{\Delta P}{(R_{oc} + R_{\phi n}) \cdot \mu}, \quad (28)$$

где V – объем фильтрата, $м^3$;

S – поверхность фильтрования, $м^2$;

τ – продолжительность фильтрования, $сек$;

ΔP – разность давлений, $Н/м^2$;

μ – вязкость жидкой фазы суспензии, $Н \cdot сек/м^2$;

R_{oc} – сопротивление слоя осадка, $м^{-1}$;

$R_{\phi n}$ – сопротивление фильтровальной перегородки (его можно считать приблизительно постоянным).

Величина R_{oc} по мере увеличения толщины слоя осадка изменяется от нуля в начале фильтрования до максимального значения в конце процесса. Для интегрирования уравнения (28) необходимо установить зависимость между R_{oc} и объемом полученного фильтрата. Учитывая пропорциональность объемов осадка и фильтрата, обозначим отношение объема осадка V_{oc} к объему фильтрата V через x . Тогда объем осадка $V_{oc} = x \cdot V$. Так же объем осадка может быть выражен как $V_{oc} = h_{oc} \cdot S$, где h_{oc} – высота слоя осадка. Следовательно: $V \cdot x = h_{oc} \cdot S$.

Отсюда толщина равномерного слоя осадка на фильтровальной перегородке составит:

$$h_{oc} = x_{oc} \cdot \frac{V}{S}, \quad (29)$$

а его сопротивление:

$$R_{oc} = r_o \cdot h_{oc} = r_o \cdot x_{oc} \cdot \frac{V}{S}, \quad (30)$$

где r_o – удельное сопротивление слоя осадка, $м^{-1}$.

Подставив значение R_{oc} из выражения (30) в уравнение (28) получим:

$$w = \frac{dV}{S \cdot d\tau} = \frac{\Delta P}{\left(r_o \cdot x_{oc} \cdot \frac{V}{S} + R_{\phi n} \right) \cdot \mu} \quad (31)$$

Способы второй группы заключаются в выборе оптимальных значений толщины осадка, разности давлений, концентрации суспензии. При этом важно провести предварительную классификацию твердых частиц суспензии на тонко- и грубодисперсные.

Сущность способов третьей группы сводится к таким физико-химическим воздействиям на суспензию, которые обуславливают значительное уменьшение удельного сопротивления осадка. Эти воздействия могут производиться во время или после получения суспензии.

В первом случае в результате выбора надлежащих условий образования суспензии (температура, концентрация и т.д.) можно увеличить размер твердых частиц, получить кристаллические частицы вместо аморфных, предотвратить образование смолистых и коллоидных примесей; при этом удельное сопротивление осадка для отдельных суспензий может быть уменьшено в десятки раз.

Во втором случае после прибавления к суспензии агрегирующих или вспомогательных веществ удельное сопротивление осадка также заметно уменьшается. Фильтровальное вспомогательное вещество, добавляемое в исходную суспензию, состоит из относительно крупных несжимаемых частиц. Такие вещества используются, например, при разделении суспензий, содержащих тонкодисперсные твердые или легкосжимаемые частицы.

6.7.6. Конструкции фильтров

Самостоятельно изучить следующие конструкции фильтров:

1. рамный фильтр пресс;
2. нутч-фильтр;
3. барабанный фильтр;
4. ленточный фильтр.

6.8. Перемешивание

Процессы перемешивания жидкостных, газовых и других одно- и многофазных сред весьма широко применяются в химической и родственных технологиях. Перемешивание состоит в многократном относительном перемещении частиц среды и макрообъемов относительно друг друга под действием импульса (количества движения), передаваемого ей побудителем – струей жидкости или газа, мешалкой, насосом и т.д.

Существуют три основные цели использования процесса перемешивания:

- 1) получение однородных гомогенных и гетерогенных систем (растворов, суспензий, эмульсий, твердых и других смесей) с одинаковыми составами в разных точках рабочей зоны аппарата;
- 2) интенсификация тепло- и массообменных процессов в гомо- и гетерогенных системах;
- 3) интенсификация химических превращений.

6.8.3. Конструкции механических мешалок

Все механические перемешивающие устройства можно разделить на две группы: тихоходные и быстроходные. Лопастные, (рис. 9-1 и 9-2), рамные (рис. 9-3) и якорные (рис. 9-4) мешалки относятся к тихоходным: частота их вращения составляет от $0,5$ до $1,5 \text{ с}^{-1}$.

Достоинствами лопастных мешалок являются простота устройства и не высокая стоимость. К недостаткам относится слабый осевой поток жидкости. Это не обеспечивает полного перемешивания во всем объеме смесителя. Усиление осевого потока достигается при наклоне лопастей под углом 30° к оси вала.

Якорные мешалки имеют форму днища аппарата. Они применяются для перемешивания высоковязких жидких сред. Эти мешалки при перемешивании очищают стенки и дно смесителя от налипающих загрязнений.

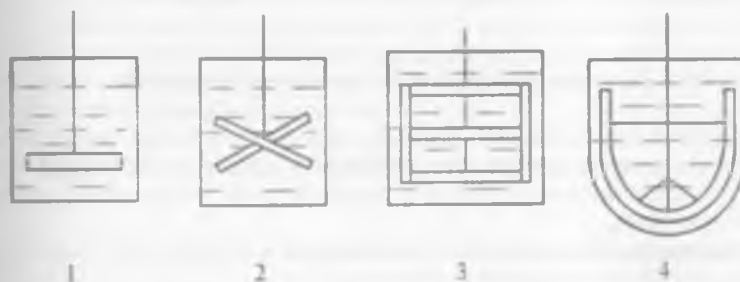


Рис 9 Основные типы тихоходных механических мешалок
1 - Однолопастная, 2 - Многолопастная, 3 - Рамная, 4 - Якорная

К быстроходным относятся пропеллерные и турбинные мешалки: частота их вращения составляет 2 до 50 с^{-1} .

Пропеллерные мешалки (рис. 10-1) изготавливают с двумя или с тремя лопастями. Они обладают насосным эффектом и используются для создания интенсивной циркуляции жидкости. Применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до $2 \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Турбинные мешалки (рис. 10-2) изготавливаются в форме колес-турбин с плоскими, наклонными и криволинейными лопатками. Они бывают открытого и закрытого типа. Закрытые мешалки имеют два диска с отверстиями в центре для прохода жидкости. Турбинные мешалки обеспечивают интенсивное перемешивание во всем рабочем объеме аппарата. Турбинные мешалки применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до $500 \text{ Па}\cdot\text{с}$, а так же грубых суспензий.

чением числа оборотов мешалки возникшая воронка постепенно углубляется, достигает мешалки, а в предельном случае и дна аппарата. В этих условиях перемешивание становится совершенно неэффективным и необходимо принимать ряд конструктивных мер, предотвращающих возможность ее образования.

Мешалки, создающие осевое движение потока жидкости, устанавливают под углом или смещают от центра. В первом случае вал мешалки составляет с осью аппарата угол примерно 15° . Во втором случае мешалку смещают в сторону от центра в квадрат, соответствующий направлению ее вращения.

С целью предотвращения образования центральной воронки в аппаратуре устанавливают отражательные перегородки, например, на пути спирального кругового движения жидкости. Отражательными перегородками называют неподвижные пластины прямоугольной формы, которые размещают внутри аппарата обычно в вертикальном положении. В результате установки отражательных перегородок возрастает величина циркуляции по высоте аппарата, но при этом увеличивается и потребление энергии. В случае применения перегородок, исключающих образование центральной воронки, появляется возможность существенно увеличить подводимую мощность и тем самым значительно интенсифицировать процесс перемешивания.

Лопастные, рамные и якорные мешалки обычно используют в аппаратах без перегородок, так как у них мал зазор между краями лопастей и боковой стенкой.

6.8.6. Затраты энергии на перемешивание ньютоновских жидкостей

Вынужденное стационарное движение жидкости в условиях, когда действием силы тяжести пренебрегать нельзя, описывается критериальным уравнением вида:

$$Eu = f(Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (36)$$

где Γ_1, Γ_2 – симплексы геометрического подобия.

С целью отражения специфики движения рабочих органов перемешивающих устройств запишем критерии Эйлера, Рейнольдса и Фруда в несколько измененном виде. Критерий Эйлера записывается следующим образом:

$$Eu = \frac{\Delta P}{\rho \cdot w^2}, \quad (37)$$

где $\Delta P = (P_1 - P_2)$ – перепад давления между передней (со стороны набегающего потока) и задней плоскостями лопасти мешалки.

Вместо линейной скорости потока жидкости w , среднюю величину кото-

ния жидких сред в стационарном режиме при соблюдении условий геометрического подобия модельного и промышленного устройств примет вид:

$$K_N = C \cdot Re_n^m \cdot Fr_n^n. \quad (44)$$

При наличии в аппарате отражательных перегородок, исключающих возможность образования воронки, влиянием силы тяжести можно пренебречь. Тогда представим выражение (44) в виде степенного одночлена:

$$K_N = C \cdot Re_n^m. \quad (45)$$

Значение коэффициента «С» и показателя степени «m» зависят от типа мешалки, конструкции аппарата, режима перемешивания и определяются экспериментально.

7. ТЕПЛООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

7.1. Общие сведения

Процесс переноса тепла, происходящий между телами имеющими различную температуру, называется **теплообменом**. Его движущей силой является разность температур между более и менее нагретыми телами. Тела, участвующие в теплообмене, называются **теплоносителями**. Различают три способа распространения тепла: теплопроводность, конвекцию и тепловое излучение.

Теплопроводность представляет собой перенос тепла от более к менее нагретым участкам тела вследствие теплового движения и взаимодействия микро-частиц, непосредственно соприкасающихся друг с другом. В твердых телах теплопроводность обычно является основным видом распространения тепла.

Конвекцией называют перенос тепла вследствие движения и перемешивания макроскопических объемов газа или жидкости. Перенос тепла возможен в условиях свободной конвекции, обусловленной разностью плотностей в различных точках объема жидкости, возникающей вследствие неодинаковых температур в них, или в условиях вынужденной конвекции, когда происходит принудительное движение всего объема жидкости, например, при перемешивании ее мешалкой.

Тепловое излучение - процесс распространения электромагнитных колебаний с различной длиной волн, обусловленный тепловым движением атомов и молекул излучающего тела. Все тела способны излучать энергию, которая поглощается другими телами и снова превращается в тепло.

Теплоотдача - это перенос тепла от стенки к газообразной (жидкой) среде или в обратном направлении. **Теплопередача** - это процесс передачи тепла от более нагретой к менее нагретой жидкости (газу) через разделяющую их поверхность или твердую стенку.

Если теплообмен между жидкостями осуществляется без изменения агрегатного состояния, то уравнение теплового баланса будет иметь следующий вид:

$$Q = G_1 c_1 (t_{1H} - t_{1K}) = G_2 c_2 (t_{2K} - t_{2H}), \quad (2)$$

где G_1 и G_2 – расходы горячего и холодного теплоносителей, кг/с;
 c_1 и c_2 – теплоёмкости горячего и холодного теплоносителей, Дж/(кг·К);
 t_{1H} и t_{1K} – начальная и конечная температуры греющего агента, °С;
 t_{2H} и t_{2K} – начальная и конечная температуры холодного агента, °С.

При изменении агрегатного состояния теплоносителя (конденсация пара, испарение жидкости и т.д.) уравнение теплового баланса примет вид:

$$Q = D(i_n - c_{\text{конд}} \cdot t_{\text{конд}}) = G_2 c_2 (t_{2K} - t_{2H}), \quad (3)$$

где D – расход пара, кг/с;
 i_n – энтальпия пара, Дж/кг;
 $c_{\text{конд}}$ – теплоёмкость конденсата, Дж/(кг·К);
 $t_{\text{конд}}$ – температура конденсата, °С.

7.3. Основное уравнение теплопередачи

Основным уравнением теплопередачи является общая кинетическая зависимость между тепловым потоком Q и поверхностью теплообмена F

$$Q = K F \Delta t_{\text{ср}} \quad (4)$$

где Q – тепловой поток от греющего агента к охлаждающему, проходящий в единицу времени через произвольную поверхность, Вт;
 K – коэффициент теплопередачи, определяющий среднюю скорость передачи тепла вдоль всей поверхности теплообмена;
 $\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя разность температур между теплоносителями, определяющая среднюю движущую силу процесса теплопередачи или температурный напор, град.

Из уравнения (4) можно определить размерность и физический смысл коэффициента теплопередачи K :

$$[K] = \left[\frac{Q}{F \cdot \Delta t \cdot \tau} \right] = \left[\frac{\text{Дж}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{град}} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right].$$

Для противотока:

$$\Delta t_6 = t_{1K} - t_{2H}; \Delta t_M = t_{1H} - t_{2K}$$

Наиболее совершенной схемой является противоток, при котором Δt имеет наибольшее значение из всех возможных способов теплопередачи при прочих равных условиях. При теплопередаче в противотоке нагреваемый компонент может быть нагрет до более высокой температуры, чем конечная температура нагревающего потока. Наименьшее значение при прочих равных условиях имеет средняя разность температур при прямотоке.

7.4. Передача тепла теплопроводностью

Процесс передачи тепла *теплопроводностью* описывается с помощью **закона Фурье**, согласно которому количество тепла dQ , передаваемое посредством теплопроводности через элемент поверхности dF , перпендикулярный тепловому потоку, за время $d\tau$ прямо пропорционально температурному градиенту dt/dn , поверхности dF и времени $d\tau$:

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dn} \cdot dF \cdot d\tau \quad (6)$$

Температурным градиентом называется производная температуры по нормали к изотермической поверхности.

Коэффициент теплопроводности λ имеет размерность: $[\lambda] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}} \right]$,

и показывает, какое количество тепла переносится путем теплопроводности в единицу времени через единицу поверхности теплообмена при падении температуры на 1 град на единицу длины нормали к изотермической поверхности.

Для характеристики теплоинерционных свойств вещества введем понятие **коэффициента температуропроводности** a . Чем больше величина a у вещества, тем быстрее оно нагревается или охлаждается:

$$[a] = \left[\frac{\lambda}{c \cdot \rho} \right] = \left[\frac{\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}}{\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{сек}} \right] \quad (7)$$

величина которого в области теплового пограничного слоя, по мере приближения к стенке уменьшается. Для интенсификации конвективного теплообмена необходимо уменьшить толщину теплового пограничного слоя.

Сложность механизма конвективного теплообмена обуславливает трудности расчета процесса теплоотдачи. Точное решение задачи о количестве тепла, передаваемого от стенки к среде, связано с необходимостью определения температурного градиента у стенки и профиля изменения температур теплоносителя вдоль поверхности теплообмена, что весьма затруднительно. При расчете процесса теплоотдачи используют уравнение Ньютона:

$$Q = \alpha F (t_{cm} - t_{ж}), \quad (10)$$

где α — коэффициент теплоотдачи, который показывает какое количество тепла передается от 1 м^2 поверхности стенки к жидкости в течение 1 сек при разности температур между стенкой и жидкостью 1 град .

Коэффициент теплоотдачи зависит от следующих факторов:

1. Скорости жидкости w , её плотности ρ и вязкости μ т.е. переменных, определяющих режим течения жидкости;
2. Тепловых свойств жидкости (удельной теплоемкости c , теплопроводности λ , коэффициента объемного расширения β);
3. Геометрических параметров — форма и определяющие размеры стенки (для труб — их диаметр d и длина L , шероховатость ε).

Таким образом:

$$\alpha = f(w, \mu, \rho, c, \lambda, \beta, d, L, \varepsilon).$$

Отсюда видно, что простота уравнения (10) только кажущаяся. Трудность заключается в расчете величины α . Кроме того, невозможно получить расчетное уравнение, пригодное для всех случаев теплоотдачи. Только путем обобщения опытных данных с помощью теории подобия можно получить обобщенные (критериальные) выражения для типовых случаев теплоотдачи, позволяющие рассчитать α для конкретных условий. Исходной зависимостью для этого является общий закон распределения температур в жидкости, выраженный дифференциальным уравнением конвективного теплообмена.

7.6. Тепловое подобие

1. Рассмотрим сначала подобие граничных условий. Оно описывается с помощью критерия Нуссельта:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}, \quad (11)$$

стоянством отношения основных геометрических размеров стенки $L_1, L_2, \dots, L_n$ к некоторому характерному размеру.

Таким образом, критериальное уравнение конвективного теплообмена выражается в виде:

$$Nu = f(Fo, Re, Pr, Gr, \frac{L_1}{L_0}, \frac{L_2}{L_0}, \dots, \frac{L_n}{L_0}) \quad (16)$$

Здесь критерий Nu является определяемым, т.к. в него входит искомая величина коэффициента теплоотдачи α . При установившемся процессе теплообмена из выражения (16) исключают критерий Fo . При вынужденном установившемся движении влиянием критерия Gr на теплопередачу можно пренебречь. Тогда:

$$Nu = f(Re, Pr, \frac{L_1}{L_0}, \frac{L_2}{L_0}, \dots, \frac{L_n}{L_0}) \quad (17)$$

7.7. Теплоотдача без изменения агрегатного состояния

1. Вынужденное движение внутри труб при турбулентном режиме ($Re > 10^4$). Для геометрически подобных прямых труб:

$$\frac{\alpha \cdot d_{\text{вн}}}{\lambda_{\text{ж}}} = Nu = 0.021 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{ст}}}\right)^{0.25} \quad (18)$$

где $Pr_{\text{ст}}$ – критерий Прандтля при температуре стенки аппарата.

2. Ламинарный режим. Он осложняется естественной конвекцией, возникающей вследствие разности температур по сечению потока:

$$Nu = 0.17 \cdot Re^{0.33} \cdot Pr^{0.43} \cdot Gr^{0.1} \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{ст}}}\right)^{0.25} \quad (19)$$

Критерий Gr вводится для учета влияния естественной конвекции.

3. Теплоотдача при механическом перемешивании. Для аппаратов с механическими мешалками преобладают существенно радиальные потоки жидкости:

$$Ga = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2} - \text{критерий Галилея, характеризующий соотношение сил}$$

тяжести и трения в потоке.

7.9. Теплопередача через плоскую стенку

Рассмотрим процесс теплопередачи между теплоносителями, разделенными плоской стенкой (рис.3). Вначале определим: количество тепла Q передаваемое в единицу времени от горячего теплоносителя с температурой t_1 к холодному с температурой t_2 через разделяющую их стенку толщиной δ и коэффициентом теплопроводности λ . Температуры поверхностей стенки t_{CT1} и t_{CT2} соответственно. Коэффициенты теплоотдачи для горячего теплоносителя α_1 , а холодного — α_2 .

Примем, что процесс теплоотдачи установившийся. В этом случае одно и тоже количество тепла за одинаковое время передается от горячего теплоносителя к стенке, через нее и от стенки к холодному теплоносителю. Тогда:

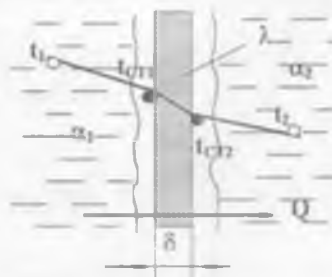


Рис.3 Теплопередача через плоскую стенку

1. Количество тепла, передаваемое через поверхность F от горячего теплоносителя к стенке, по закону Ньютона составит:

$$Q = \alpha_1 (t_1 - t_{CT1}) F$$

2. Количество тепла, проходящего путем теплопроводности через стенку толщиной δ и поверхностью F , по закону Фурье будет равно:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{CT1} - t_{CT2}) \cdot F$$

3. Количество тепла, передаваемое через поверхность F от стенки к холодному теплоносителю, по закону Ньютона составит:

$$Q = \alpha_2 (t_{CT2} - t_2) \cdot F$$

Преобразуем эти уравнения следующим образом:

1. Поверхностные, где перенос тепла между рабочими средами осуществляется через твердую стенку, разделяющую их. При этом непосредственный контакт между средами исключен.
2. Смещения, в которых тепло передается от одной среды к другой при их непосредственном соприкосновении.

Поверхностные теплообменники наиболее распространены. По конструкции их можно подразделить на кожухотрубные, погружные, оросительные, теплообменники с плоскими поверхностями нагрева и типа «трубы в трубе».

7.10.1. Кожухотрубные теплообменники.

Теплообменник (рис.4) представляет собой пучок труб, помещенных в цилиндрическом корпусе 1 (кожухе). Пространство между трубками 3 и боковой поверхностью кожуха называется межтрубным. Трубки завальцованы (закреплены) или приварены к трубным решеткам 2. К фланцам корпуса крепятся крышка 6 и днище 7, имеющие патрубки 5 для подвода и отвода рабочей жидкости $Ж_1$. На корпусе также имеются патрубки 4 для подвода и отвода рабочей жидкости $Ж_2$.

Трубки обычно имеют диаметр $d > 10$ мм и изготавливаются из материалов, хорошо проводящих тепло. Большим недостатком одноходовых теплообменников, предназначенных для нагревания или охлаждения жидкостей, является несоответствие между пропускной способностью пучка трубок и площадью теплообмена. Так, трубка диаметром 20 мм при скорости потока 1 м/сек может пропустить около 1000 л/час жидкости;

при этом площадь поверхности трубки при обычной длине 3,5 м составляет всего около 0,2 м², что явно недостаточно для существенного подогрева такого большого количества жидкости. Поэтому приходится уменьшать скорость движения жидкости в трубке, что приводит к снижению коэффициента теплоотдачи. Этот недостаток можно устранить в первую очередь путем группировки труб в отдельные пучки (ходы) и устройства соответствующих перегородок. В этом случае мы достигаем эффекта не за счет снижения скорости потока, а в результате увеличения его пути в несколько раз.

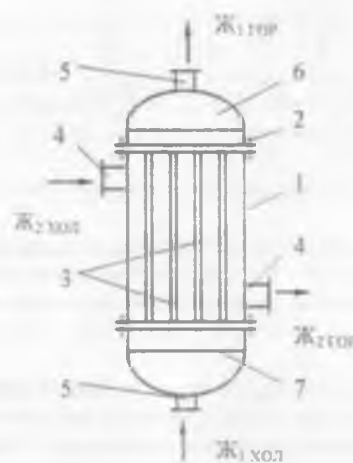


Рис 4 Кожухотрубный теплообменник

1 – корпус, 2 – трубная решетка,
3 – греющие трубы, 4 – патрубки для жидкости $Ж_2$, 5 – патрубки для жидкости $Ж_1$,
6 – крышка, 7 – днище

случае *принудительное* движение совпадает с *естественным*.

Самостоятельно изучить конструкции следующих теплообменников:

1. Теплообменник типа «труба в трубе»;
2. Погружные теплообменники;
3. Оросительные теплообменники;
4. Теплообменники с плоскими поверхностями нагрева;
5. Спиральный теплообменник;
6. Регенеративный теплообменник;
7. Теплообменные аппараты с рубашками и приварными змеевиками.

7.11. Основные способы увеличения интенсивности теплообмена

1. Уменьшение толщины теплового пограничного слоя в результате турбулизации за счет повышения скорости движения потоков или другого вида воздействия (например, разбивкой лучка трубок на ходы и установкой межтрубных перегородок).

2. Улучшение условий отвода неконденсирующихся газов или конденсата при паровом обогреве.

3. Создание благоприятных условий для обтекания потоком поверхности нагрева, при которых она вся активно участвует в теплообмене.

4. Обеспечение оптимальных значений температур, термических сопротивлений и т.д.

7.12. Конденсация

Конденсация – переход вещества из *паро-* или *газообразного* состояния в жидкое, проводимое путем охлаждения его водой или холодным воздухом. Конденсация паров широко применяется в химической промышленности при проведении процессов выпаривания, вакуум сушки, а так же для создания разрежения. При этом пары, подлежащие конденсации, обычно отводят в другой аппарат – конденсатор, где они охлаждаются водой или воздухом. Объем получаемого конденсата в тысячу и более раз меньше объема пара, из которого он образовался. Поэтому в конденсаторе создается разрежение, которое увеличивается при уменьшении температуры конденсации. Для поддержания вакуума на требуемом уровне из конденсатора непрерывно отводятся с помощью вакуум-насоса неконденсирующие газы.

По способу охлаждения различают два типа конденсаторов:

- а) **смешения;** б) **поверхностные**

Конденсаторы смешения – аппараты, где пар непосредственно смешивается с охлаждающей водой. По способу отвода воды, неконденсирующихся газов и конденсата различают *сухие* и *мокрые* конденсаторы смешения.

7.13. Выпаривание

Выпариванием называется процесс частичного удаления растворителя из растворов путём кипения последних, когда давление паров растворителя равно давлению в надрастворном пространстве.

Раствор какой-либо соли, подлежащей выпариванию, будем называть **исходным**, или **свежим раствором**. Раствор, получаемый в процессе выпаривания, называют **упаренным**. Тепло, необходимое для выпаривания, обычно подводится с насыщенным водяным паром через стенку, отделяющую теплоноситель от раствора. Этот пар называется **греющим (первичным)**, а отводимый пар растворителя — **вторичным**.

Особенностью процесса выпаривания является постоянство температур кипения при данном давлении и составе раствора. Обычно из раствора удаляют лишь часть растворителя с таким расчётом, чтобы раствор оставался в текучем состоянии и его можно было в соответствии с технологической схемой перекачивать в другой аппарат или потребителю. В ряде случаев при выпаривании растворов твёрдых веществ происходит насыщение раствора и выпадение твёрдого вещества. В этом случае выпариванию сопутствует процесс кристаллизации.

Таким образом, выпаривание применяют как для повышения концентрации разбавленных растворов, так и для выделения из них твёрдого вещества путём кристаллизации.

Выпаривание проводят в выпарных аппаратах работающих под **вакуумом**, при **избыточном** и **атмосферном** давлениях в зависимости от свойств раствора и возможности использования тепла вторичного пара.

При выпаривании под **вакуумом**, последний создается в аппарате путем конденсации вторичного пара в конденсаторе и отсасывании из него неконденсирующихся газов с помощью вакуум-насоса. Такой подход позволяет увеличить движущую силу теплопередачи (разность температур между греющим паром и раствором) и, как следствие, уменьшить площадь поверхности нагрева выпарного аппарата и тем самым его материалоемкость. Кроме того, выпаривание под вакуумом позволяет проводить процесс при более низких температурах. Однако применение вакуума вызывает удорожание выпарной установки, в связи с дополнительными затратами на устройства для его создания (конденсаторы, ловушки, вакуум-насосы), и увеличение эксплуатационных расходов.

При выпаривании под **избыточным давлением** вторичный пар может быть использован как теплоноситель в подогревателях, для отопления теплиц и других внутризаводских нужд. Однако такой метод выпаривания связан с повышением температуры кипения раствора. Поэтому его применение в химической промышленности ограничено свойствами растворов, которые должны быть термически стойкими.

При выпаривании под **атмосферным давлением**, образующийся вторичный пар не используется и обычно сжигается в атмосфере. Такой способ выпаривания наиболее прост, но наименее экономичен.

Поскольку наиболее часто на практике используется прямоточная схема выпаривания, то рассмотрим более детально её работу на примере трехкорпусной выпарной установки (рис.9).

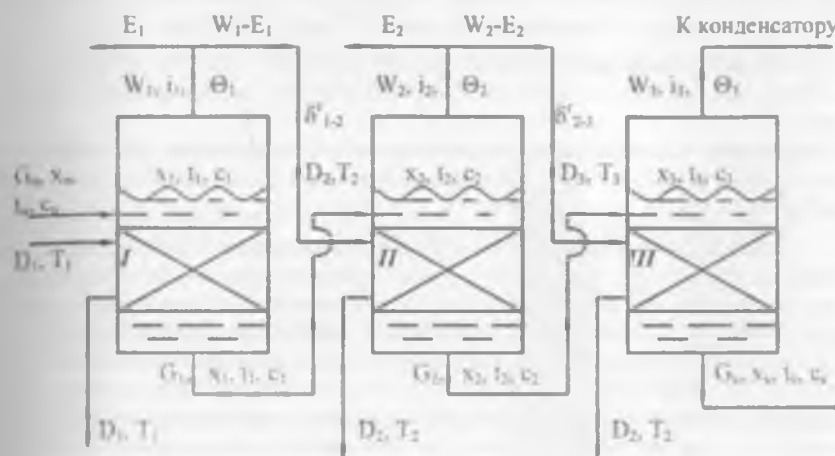


Рис.9 Многокорпусная прямоточная вакуум-выпарная установка

Начальный раствор с концентрацией x_0 и температурой t_0 непрерывно поступает с расходом G_0 в первый корпус, где он выпаривается за счёт теплоты конденсации греющего пара до концентрации x_1 при температуре t_1 . Вторичный пар, образующийся в первом корпусе с температурой θ_1 , направляется в греющую камеру второго корпуса, работающего при меньшем давлении в зоне выпаривания, чем в первом. Вследствие пониженного давления раствор здесь кипит при более низкой температуре, чем в первом корпусе. Понижение температуры характеризуется гидравлической депрессией паропровода $\delta'_{1,2} = \theta_1 - T_2$. Поэтому, температура кипения раствора во втором корпусе должна быть ниже температуры конденсации греющего пара (т.е. вторичного пара из первого корпуса): $t_2 < T_2 = \theta_1 - \delta'_{1,2}$.

Во втором корпусе раствор выпаривается до концентрации x_2 за счёт теплоты конденсации пара и самоиспарения раствора вследствие падения давления и понижения температуры кипения от t_1 до t_2 .

В третьем корпусе, обогреваемым вторичным паром из второго корпуса ($T_2 = \theta_1 - \delta'_{1,2}$), раствор выпаривается до требуемой конечной концентрации x_3 при температуре кипения t_3 . Вторичный пар из третьего корпуса направляется в конденсатор смешения с целью создания в нём вакуума.

Процесс теплопередачи при выпаривании происходит за счет полезной разности температур, которая меньше полной на величину температурных потерь Δ :

$$\Delta t = \Delta t_{\text{полн}} - \Delta$$

В свою очередь температурные потери складываются из трех составляющих:

$$\Delta = \Delta c + \Delta z + \Delta \phi,$$

где $\Delta z = t_{\text{вн}} - t'_{\text{вн}}$ (или $\Delta z = \Theta - T$ см. рис. 9) — гидравлическая депрессия, вызываемая гидравлическими сопротивлениями, которые должен преодолеть вторичный пар при своем движении через сепаратор и паропровод. Вызванное этим уменьшение давления вторичного пара приводит к некоторому снижению его температуры. Обычно гидравлическая депрессия вызывает необходимость повышения температуры кипения раствора на $0,5 - 1,5^\circ\text{C}$;

Δc — гидростатическая депрессия, представляет собой разность между температурами раствора посередине высоты греющих труб и на поверхности. Обычно она равна $1-3^\circ\text{C}$;

$\Delta \phi$ — физико-химическая депрессия, равная разности между температурами кипения раствора и чистого растворителя при одинаковом давлении.

Ввиду температурных потерь температура кипения раствора должна быть больше температуры вторичного пара, находящегося над ним:

$$t_p = t_{\text{вн}} + (\Delta c + \Delta \phi).$$

Тогда полезную разность температур можно выразить следующим образом:

$$\Delta t = (t_n - t'_{\text{вн}}) - \Delta = t_n - t_p.$$

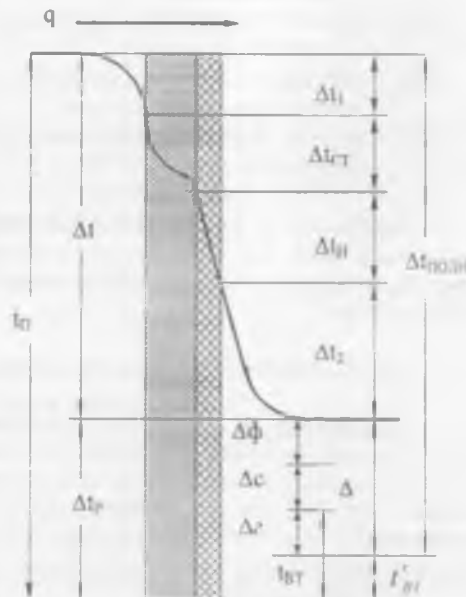


Рис. 10. К определению полезной разности температур

по упаренному раствору

$$G_K = \frac{G_H \cdot x_H}{x_K}; \quad (28)$$

по выпариваемой воде

$$W = G_H - G_K = G_H \left(1 - \frac{x_H}{x_K}\right) \quad (29)$$

Тепловой баланс. Введем следующие обозначения: D – расход греющего пара; $I, I_{ам}$ – энтальпии греющего и вторичного пара; i_H, i_K – энтальпии исходного и упаренного раствора; $I_{пк} = c' \cdot T$ – энтальпия парового конденсата, где c' – удельная теплоемкость, а T – температура конденсата, °C. Определим приход и расход тепла (рис. 11).

Приход тепла

1. С исходным раствором - $G_H \cdot i_H = G_H \cdot c_H \cdot t_H$;
2. С греющим паром - $D \cdot I$.

Расход тепла:

1. С упаренным раствором - $G_K \cdot i_K = G_K \cdot c_K \cdot t_K$;
2. С вторичным паром - $W \cdot I_{ам}$;
3. С паровым конденсатом - $D \cdot c' \cdot T = D \cdot I_{пк}$;
4. Потери тепла в окружающую среду - Q_n .

Тогда **тепловой баланс** однокорпусной выпарной установки выразится следующим уравнением:

$$G_H \cdot i_H + D \cdot I = G_K \cdot i_K + W \cdot I_{ам} + D \cdot I_{пк} + Q_n \quad (30)$$

Здесь энтальпия исходного раствора $i_H = c_H \cdot t_H$ (c_H – удельная теплоемкость, а t_H – температура), а упаренного $i_K = c_K \cdot t_K$ (c_K – удельная теплоемкость, а t_K – температура кипения раствора).

Заменив в последнем выражении G_K на сумму $G_H + W$, получим:

$$G_K \cdot c_H \cdot t_H + W \cdot c_H \cdot t_H + D \cdot I = G_K \cdot c_K \cdot t_K + W \cdot I_{ам} + D \cdot I_{пк} + Q_n \quad (31)$$

Из последнего выражения найдем расход греющего пара.

8. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Массообменными называются процессы, характеризующиеся переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую. Этот переход осуществляется конвективной и молекулярной диффузией, поэтому массообменные процессы называют также диффузионными

8.1. Классификация массообменных процессов

Массообменные процессы классифицируют по агрегатному состоянию и характеру взаимодействия фаз. Выделяют две группы процессов. **Первая** – процессы с непосредственным соприкосновением фаз обменивающихся веществ, в свою очередь подразделяется на две подгруппы: 1-я – процессы с изменяющимися границами раздела фаз (поверхность их контакта не фиксирована); 2-я – процессы с фиксированной границей раздела фаз.

К первой подгруппе относятся процессы в системах:

Жидкость – Пар: массообмен здесь основан на переносе при кипении-конденсации из фазы в фазу нескольких компонентов с разной интенсивностью: это процессы дистилляции и ректификации.

Жидкость – Газ: массообмен основан на растворении одного или нескольких компонентов газовой смеси жидким растворителем: это абсорбция (либо обратный процесс – десорбция).

Жидкость – Жидкость: массообмен происходит за счёт растворения отдельных компонентов жидкой смеси в другой жидкости, которая не должна смешиваться полностью с исходной: это жидкостная экстракция.

Ко второй подгруппе относят процессы в системах:

Жидкость – Твердое: это растворение твердых веществ (или их компонентов) – собственно растворение: выщелачивание когда жидким растворителем поглощается компонент из его смеси с твёрдым веществом, нерастворимым в растворителе.

Газ – Твердое и Жидкость: здесь происходит удаление влаги из твердых или жидких влажных материалов путем её испарения – сушка. В этом процессе имеет место переход влаги из твердого влажного материала в паровую или газовую фазу.

Ко второй группе относят также процессы массопереноса, протекающие без непосредственного соприкосновения фаз. В настоящее время существует единственный такой технологический приём – мембранный процесс. Его сущность заключается в переносе компонентов с разной скоростью из фазы в фазу через полупроницаемую мембрану.

$$G_H + L_H = G_K + L_K; \quad (1)$$

б) по распределяемому компоненту

$$G_H y_H + L_H x_H = G_K y_K + L_K x_K; \quad (2)$$

Если в нижней части аппарата провести произвольное сечение, то текущие концентрации в нем будут равны y и x , а материальный баланс по всему веществу и по распределяемому компоненту:

$$G_H + L_H = G + L_K. \quad (3)$$

$$G_H y_H + Lx = Gy + L_K x_K. \quad (4)$$

Решая это уравнение относительно y , получим:

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_H y_H - L_K x_K}{G}. \quad (5)$$

Уравнение прямой (5), выражающей связь между рабочими (текущими) концентрациями, называется рабочей линией процесса.

При совместном построении линии равновесия y_r и рабочей линии массообменного процесса в координатах $y-x$ (рис. 3) можно установить его направление.

Если рабочая линия расположена выше линии равновесия, например, при абсорбции (рис. 3), то для произвольно выбранной точки I на ней концентрации y, y_r и x, x_r . При этом, стремясь к равновесным концентрациям,

y уменьшается, а x увеличивается в одинаковом абсолютном количестве, т.е. распределяемый компонент переходит из фазы G в фазу L .

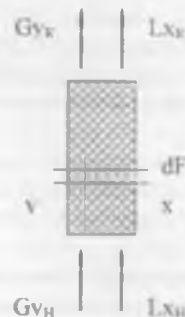


Рис 2 К материальному балансу массообменного аппарата

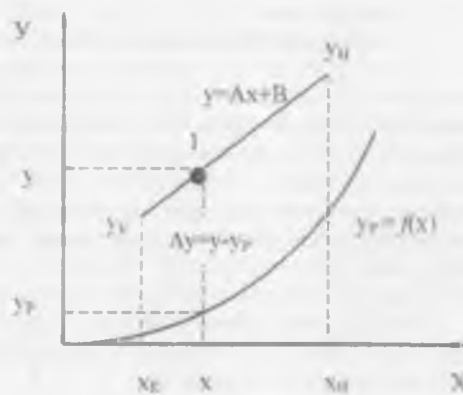


Рис 3 Изображение рабочей и равновесной линий на $y-x$ диаграмме

Входящие в эти уравнения разности концентраций $y - y_f$ и $x_f - x$ (см. рис. 1) представляют собой движущую силу процесса массоотдачи соответственно в фазах G и L , причем y и x - средние концентрации в ядре потока каждой из фаз; y_f и x_f - концентрации у границы соответствующей фазы.

Коэффициенты массоотдачи β_x (в фазе L) и β_y (в фазе G) показывают, какая масса вещества переходит от поверхности раздела фаз в ядро фазы (или в обратном направлении) через единицу площади поверхности в единицу времени при движущей силе массоотдачи, равной единице.

Термодиффузия Во многих процессах массообмена (сушка, варка, жарка и т.д.) возникает различие в направлениях распространения температуры и концентрации диффундируемого вещества. Температурный градиент направлен от периферии продукта к его центру, а градиент концентрации - от центра к периферии. В этом случае диффундируемое тяжелое вещество перемещается в направлении градиента температур, а легкое - в направлении градиента концентрации. Подобное явление получило название **термодиффузии**. При термодиффузии процесс массообмена может быть несколько затруднен, что объясняется противоположным направлением движения, например, влаги и паров при варке, жарке, сушке.

Движение влаги в направлении градиента температур называется **термо-влагопроводностью**. Перемещение влаги в направлении градиента концентрации является **влагопроводностью**, что по своему физическому смыслу равнозначно диффузии вещества.

8.5. Критериальные уравнения конвективной диффузии

При анализе процессов диффузии и массопередачи широко используются различные критерии и критериальные уравнения. Эти критерии носят в основном те же наименования, что и критерии теплопередачи, но к ним добавляется слово "диффузионный".

Диффузионный критерий Нуссельта, характеризующий соотношение интенсивности переноса вещества конвекцией и молекулярной диффузией у границы фазы:

$$Nu_D = \frac{\beta l}{D} \quad (9)$$

Критерий Био является мерой сравнения скорости переноса вещества в пограничном слое у поверхности раздела фаз и скорости переноса внутри фазы. В процессах, где перенос вещества осуществляется из твердой фазы, вместо критерия Нуссельта используется диффузионный критерий Био:

$$\beta = Nu_D D/l, \quad (15)$$

а затем - коэффициент массопередачи K

8.6. Основное уравнение массопередачи

Массопередача, представляет собой сложный процесс, включающий в себя перенос массы (вещества) в пределах одной фазы, перенос через поверхность раздела и перенос в пределах другой фазы:

$$M = K \Delta C S, \quad (16)$$

где M — общее количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую за единицу времени;

K — коэффициент массопередачи для всей поверхности S контакта фаз.

Зависимость (16) называется основным уравнением массопередачи. Согласно этому уравнению количество вещества M , перенесенное из одной фазы в другую за единицу времени пропорционально разности его текущей и равновесной концентраций ΔC и площади фазового контакта S .

Коэффициент массопередачи K показывает, какое количество вещества переходит из одной фазы в другую за единицу времени через единицу площади поверхности фазового контакта при движущей силе равной единице.

Сложность расчета процесса массопередачи связана с тем, что практически невозможно измерить концентрации фаз непосредственно у границы их раздела. Учитывая это, основное уравнение массопередачи, выражают в виде двух равноценных уравнений:

$$\begin{cases} M = K_y S(y - y_p) \\ M = K_x S(x_p - x) \end{cases} \quad (17)$$

где K_y , K_x — коэффициенты массопередачи, выраженные через концентрации фаз G и L .

С помощью этих уравнений обычно находят поверхность контакта фаз S и по ней рассчитывают основные размеры аппарата. При этом величина M либо задается в исходных данных, либо определяется по материальному балансу, а коэффициенты массопередачи K_y и K_x рассчитываются по специальным методам.

8.8. Абсорбция

8.8.1. Общие сведения

Абсорбцией называют процесс избирательного извлечения одного или нескольких компонентов из газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом). Обратный процесс – выделение из абсорбента растворенных в нём газов носит название – десорбции. Сочетание абсорбции с десорбцией позволяет многократно использовать поглотитель и выделять поглощенный компонент в чистом виде. При физической абсорбции поглощаемый газ (абсорбтив) не взаимодействует химически с абсорбентом. Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется хемосорбцией. В этом случае поглотитель представляет собой химически активный компонент, вступающий в химическую реакцию с поглощаемым компонентом; при этом вещество, в котором растворён активный компонент, называют растворителем.

В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для их очистки от вредных примесей. Для проведения процессов абсорбции применяют абсорбенты, обладающие избирательной, селективной способностью.

Абсорбционные процессы обычно сопровождаются тепловыми явлениями. При этом в большинстве случаев наблюдается выделение тепла.

Физическая сущность процесса заключается в растворении газов в жидкости. Зависимость между растворимостью газа и парциальным давлением выражается законом Генри, в соответствии с которым растворимость газа при данной температуре прямо пропорциональна парциальному давлению газа над жидкостью:

$$X = p \cdot \psi, \quad (22)$$

где X – количество растворенного газа, отнесенное к поглощающей жидкости, моль/м^3 ;

ψ – коэффициент пропорциональности, зависящий от свойств абсорбента и температуры;

p – парциальное давление абсорбтива, Па .

В соответствии с законом Дальтона в газовой смеси парциальное давление какого-либо компонента можно выразить уравнением:

$$p = y P_{\text{общ}}, \quad (23)$$

где y – доля рассматриваемого компонента (абсорбтива) в газовой смеси;

$P_{\text{общ}}$ – общее давление газовой смеси, Па .

а его удельный расход (в *кмоль/кмоль* инертного газа):

$$l = L/G = (y_n - y_k)/(x_k - x_n). \quad (28)$$

8.8.3. Устройство абсорбионных аппаратов

Абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность контакта фаз между жидкостью и газом. По способу образования этой поверхности выделяют три основные группы абсорберов:

1. Плёночные и насадочные. Поверхностью контакта в плёночных абсорберах является поверхность стекающей плёнки жидкости; в насадочных — поверхность растекающейся по специальной насадке;
2. Барботажные абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается потоками газа (пара) и жидкости;
3. Распыливающие абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается вследствие разбрызгивания жидкости.

Наибольшее применение получали насадочные абсорберы. Абсорбер (рис. 5), представляет собой цилиндрическую колонну 1, заполненную насадочными телами 2 (кольца или другие твердые тела), которые укладываются на

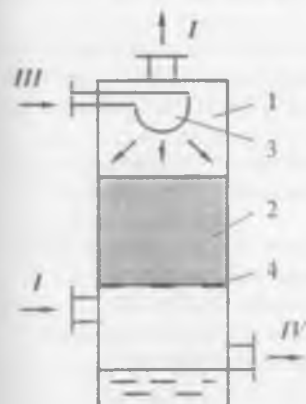


Рис 5 Насадочный абсорбер
1 — корпус, 2 — слой насадки, 3 — распылитель жидкости, 4 — опорная решетка

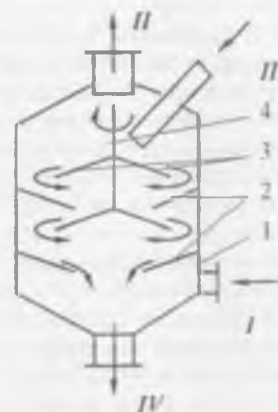


Рис 6 Плёночный абсорбер с конусами
1 — корпус, 2 — неподвижные конусы, 3 — внутренняя конусная решетка, 4 — вал

I — загрязненный газ, II — очищенный газ,
III — свежий абсорбент, IV — отработанный абсорбент

- приемлемая стоимость и доступность;
- лёгкость десорбции и регенерации;
- высокая механическая прочность.

Адсорбенты чаще всего – высокопористые твёрдые вещества, используемые, как правило, в виде зёрен размером от долей до нескольких миллиметров. Промышленные сорбенты могут содержать поры разных размеров. Соответственно преобладанию тех или иных размеров говорят о микропористых, мезопористых и макропористых сорбентах.

Приведём наиболее распространённые промышленные сорбенты.

Активные угли получают термической обработкой без доступа воздуха различных углеродсодержащих веществ: древесины, углей, плодовых косточек – с последующей активацией. В зависимости от назначения в активных углях могут преобладать микропоры либо, наряду с ними, и мезопоры. Пригодные из неполярного материала, активные угли хорошо сорбируют неполярные вещества, например, многие органические соединения, в частности углеводороды. Активные угли отличаются невысокой механической прочностью.

Силикагели и алюмогели представляют собой продукты термической обработки (обезвоживания) гелей кремниевой и алюминиевой кислот. Эти сорбенты хорошо поглощают полярные вещества, в частности воду, и поэтому часто используются для осушки газов. Механическая прочность силикагелей и алюмогелей значительно выше чем у активных углей.

Цеолиты – природные, а в последнее время всё в большей степени синтетические алюмосиликаты – слабополярные сорбенты, пригодные для сорбции как полярных, так и неполярных веществ. Цеолиты отличаются высокой однородностью пор, а потому и высокой селективностью, т.е. способностью адсорбировать из сплошной среды молекулы определённого размера. Это позволяет использовать набор цеолитов с различными размерами пор для поочередной сорбции различных (от мелких молекул к крупным) поглощаемых компонентов из исходной смеси.

8.9.2. Равновесие при адсорбции и материальный баланс

Количество вещества, адсорбированное единицей массы или объёма данного поглотителя при достижении состояния равновесия зависит от его температуры и концентрации в парогазовой смеси или растворе. Соответственно зависимость между равновесными концентрациями фаз при адсорбции имеет вид:

$$X^* = f(Y, T), \quad (29)$$

или при постоянной температуре

$$X^* = f_s(Y) \quad (30)$$

- приемлемая стоимость и доступность;
- лёгкость десорбции и регенерации;
- высокая механическая прочность.

Адсорбенты чаще всего – высокопористые твёрдые вещества, используемые, как правило, в виде зёрен размером от долей до нескольких миллиметров. Промышленные сорбенты могут содержать поры разных размеров. Соответственно преобладанию тех или иных размеров говорят о микропористых, мезопористых и макропористых сорбентах.

Приведём наиболее распространённые промышленные сорбенты.

Активные угли получают термической обработкой без доступа воздуха различных углеродсодержащих веществ: древесины, углей, плодовых косточек – с последующей активацией. В зависимости от назначения в активных углях могут преобладать микропоры либо, наряду с ними, и мезопоры. Приготовленные из неполярного материала, активные угли хорошо сорбируют неполярные вещества, например, многие органические соединения, в частности углеводороды. Активные угли отличаются невысокой механической прочностью.

Силикагели и **алюмогели** представляют собой продукты термической обработки (обезвоживания) гелей кремниевой и алюминиевой кислот. Эти сорбенты хорошо поглощают полярные вещества, в частности воду, и поэтому часто используются для осушки газов. Механическая прочность силикагелей и алюмогелей значительно выше чем у активных углей.

Цеолиты – природные, а в последнее время всё в большей степени синтетические алюмосиликаты – слабополярные сорбенты, пригодные для сорбции как полярных, так и неполярных веществ. Цеолиты отличаются *высокой однородностью пор*, а потому и высокой селективностью, т.е. способностью адсорбировать из сплошной среды молекулы определённого размера. Это позволяет использовать набор цеолитов с различными размерами пор для поочерёдной сорбции различных (от мелких молекул к крупным) поглощаемых компонентов из исходной смеси.

8.9.2. Равновесие при адсорбции и материальный баланс

Количество вещества, адсорбированное единицей массы или объёма данного поглотителя при достижении состояния равновесия зависит от его температуры и концентрации в парогазовой смеси или растворе. Соответственно зависимость между равновесными концентрациями фаз при адсорбции имеет вид:

$$X^* = f(Y, T), \quad (29)$$

или при постоянной температуре

$$X^* = f_T(Y), \quad (30)$$

экспериментально. Так при поглощении паров активным углём при ориентировочных расчетах можно принять:

$$Nu_d = 1,6 Re^{0.54} \quad (34)$$

Из уравнения (32) можно определить необходимую поверхность адсорбента F и его расход. Далее рассчитываются размеры аппарата, для которого была подобрана требуемая поверхность массообмена.

8.9.3. Аппараты для проведения процесса адсорбции

В химической промышленности наибольшее распространение получили адсорберы с неподвижным слоем адсорбента. В качестве примера рассмотрим односекционный адсорбер с псевдооживленным слоем высокодисперсного сорбента (рис.7). Поток исходного газа I , содержащего адсорбтив, является охлаждающим агентом: пройдя газораспределительное устройство 7, он приводит в псевдооживленное состояние мелкозернистый сорбент II и покидает слой через сепарационное устройство 3 и систему циклонов 4. Расширенное сепарационное пространство уменьшает пылеунос благодаря понижению рабочей скорости газа. Сорбент, отделенный в циклонах от газового потока, возвращается в псевдооживленный слой по стоякам 2. Поток свежего сорбента II_c постоянно подается в аппарат питателем. Поток насыщенного адсорбентом сорбента III непрерывно отводится из аппарата. При высоких тепловых эффектах адсорбции, если газ не обеспечивает необходимого отвода теплоты, в псевдооживленном слое размещают холодильные устройства 5, позволяющие поддерживать температуру процесса на должном уровне.

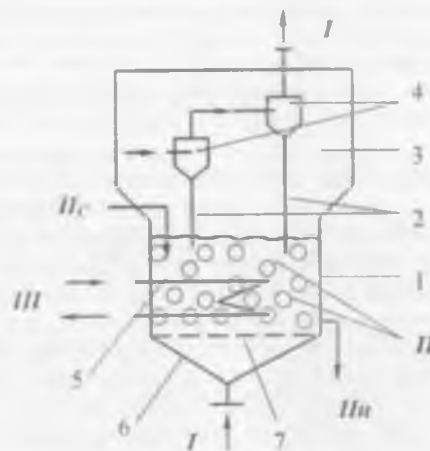


Рис 7 Односекционный адсорбер непрерывного действия с псевдооживленным слоем сорбента: 1 – аппарат с псевдооживленным слоем, 2 – стояки, 3 – сепарационная зона, 4 – циклоны, 5 – холодильные устройства, 6 – подрешеточная камера, 7 – газораспределительная решетка, I – газ, II – псевдооживленный слой сорбента, II_c – свежий сорбент, III – насыщенный сорбент, III – хладагент

Если на горизонтальной оси (рис.8) отложить содержание НК в %, а на вертикальной – общее давление паров смеси, то в зависимости от её характера линии давления могут иметь тот или иной вид.

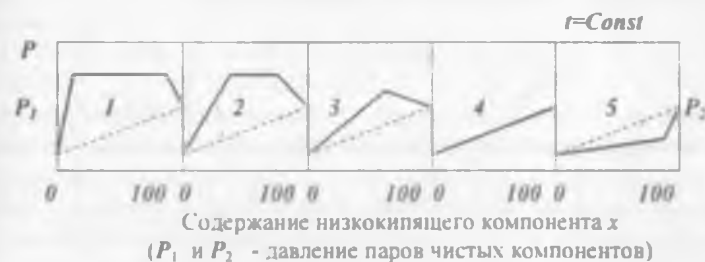


Рис 8 Классификация бинарных смесей.

Линия 1 соответствует случаю полной практически нерастворимости компонента. В этом случае общая упругость паров равна сумме давлений паров чистых компонентов до тех пор, пока оба из них имеются в жидкой среде, например, смесь бензола и воды.

Линия 2 соответствует смеси компонентов, частично растворимых один в другом, например, смесь изобутилового спирта и воды.

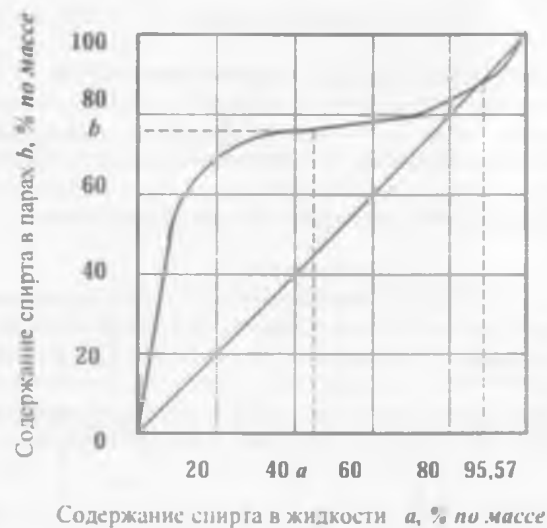
Линия 3 соответствует смеси компонентов, полностью растворимых один в другом. Общая упругость пара этих смесей имеет максимум, отвечающий определенному составу жидкой фазы при данной температуре. К ним относятся смесь этилового спирта и воды.

Линия 4 соответствует предельному случаю, когда компоненты полностью растворяются один в другом, не образуя максимума или минимума. Такие смеси называют идеальными. В этом случае смешение протекает без изменения объема компонентов и без тепловых эффектов. К ним можно отнести, например, смесь аммиака и воды.

Линия 5 отвечает случаю полной растворимости компонентов с образованием особой точки, соответствующей минимуму давления, например, смесь воды и муравьиной кислоты.

Если сила притяжения молекул неодинаковых компонентов меньше, чем одинаковых, то давление пара смеси будет отклоняться вверх от линии идеальных растворов, линия 3. Кривая пойдет ниже прямой идеальных растворов (линия 5) в случае если сила притяжения молекул неодинаковых компонентов больше чем одинаковых.

всех растворов, кроме идеальных, это соотношение составов определяют опытным путем. На основе экспериментальных исследований составляют таблицы равновесных составов, которые приводятся в справочниках. Используя данные, можно построить график зависимости составов паровой и жидкой фаз (рис. 9).



Кривая равновесия, изображенная на рис. 9, строится в координатах $b - a$ (% масс.). В соответствии с первым законом Д.П. Коновалова кривая для системы этиловый спирт — вода проходит выше диагонали. Следовательно, пар будет обогащен спиртом по сравнению с жидкой фазой. Однако кривая пересекает диагональ в одной точке в соответствии со вторым законом. Эта точка показывает состав смеси и является азеотропной. При нормальном давлении в этой точке смесь этиловый спирт — вода содержит 95,57% масс. спирта при температуре кипения 78,15 °C.

8.10.5. Понятие о дефлегмации

При образовании паров из жидкой бинарной смеси они обогащены низкокипящим компонентом. Рассмотрим обратный процесс — конденсацию паров, содержащих два компонента.

Как это видно из диаграммы равновесия (рис. 9), пар, содержащий b (%) низкокипящего компонента, находится в равновесии с жидкостью, содержащей a (%) НК. Поэтому при частичной конденсации этого пара оставшаяся паровая фаза обогащается низкокипящим компонентом. Такая частичная конденсация,

ем, т.к. её плотность на 2 — 3 порядка ниже, чем жидкости. Тогда по количествам исходной смеси и продуктов материальный баланс будет иметь вид:

$$D = L_H - L_K; \quad (36)$$

по количеству *НК*.

$$D \cdot x_D = L_H \cdot x_D - L_K \cdot x_K. \quad (37)$$

Из (36) и (37) выражаем x_D :

$$x_D = \frac{L_H \cdot x_H - L_K \cdot x_K}{D} = \frac{L_H \cdot x_H - L_K \cdot x_K}{L_H - L_K}. \quad (38)$$

Тепловой расчёт. Он включает в себя определение количества теплоты Q и теплоносителей. В качестве греющего агента чаще всего применяют водяной пар под давлением — обозначим его энтальпию $i_{\text{гр}}$, температуру конденсации T . Тепловой расчёт ведётся отдельно для разных стадий.

Расчёт стадии *нагрева кубовой жидкости*. Здесь затраты теплоты при теплотемности исходной жидкой смеси c_H и изменении её температуры от t_0 до t_H составляют:

$$Q_H = L_H \cdot c_H (t_H - t_0). \quad (39)$$

Расход греющего пара на стадии нагрева равен:

$$D_H = Q_H / r_{\text{гр}}, \quad (40)$$

где $r_{\text{гр}}$ — теплота конденсации греющего пара.

Поверхность нагрева F определим из уравнения теплопередачи для кубовой жидкости. Поскольку её температура t переменна, то тепловой баланс записывается для элементарного промежутка времени dt , за который температура нагреваемой жидкости изменится на dt :

$$dQ = k_H (T - t) F dt, \quad (41)$$

где k_H — коэффициент теплопередачи от греющего пара к нагреваемой исходной смеси;

T — температура конденсации греющего пара, определяется по заданному его давлению.

до температуры t_1 и сконденсировав образовавшиеся пары, получим конденсат состава $x_2 = y_1$, причем $x_2 > x_1$, т.е. жидкость еще больше обогащена НК.

Таким образом, повторяя многократно процессы испарения и конденсации паров, можно получить жидкость, практически состоящую из одного НК. Параллельно этому в нижней части колонны (в кубе) получаем жидкость обогащенную ВК.

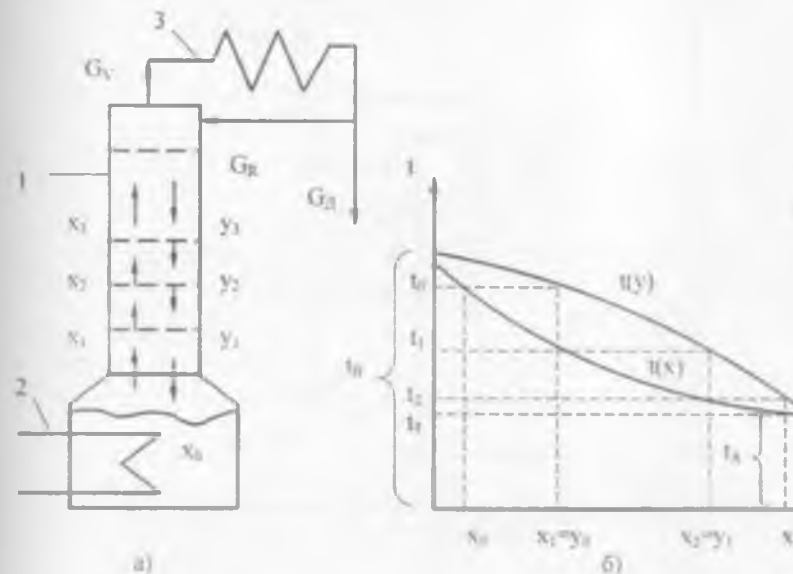


Рис. 11 Противоточное контактирование паровой и жидкой фаз
 а) схема ректификационного агрегата (1 - колонна, 2 - обогревающее устройство, 3 - конденсатор).
 б) процесс ректификации на диаграмме $t-x, y$
 G_V - выход паров в дефлегматор, G_R - подача флегмы на орошение колонны, G_D - отбор дистиллята

8.10.9. Материальный и тепловой балансы ректификационной колонны

Для анализа работы ректификационной колонны (рис. 12) необходимо составить материальные балансы потоков. Уравнения последних имеют следующий вид:

по потокам фаз

$$G_F = G_D + G_W \text{ и } G_F + G_R = G_V + G_W; \quad (46)$$

Число теоретических тарелок можно определить графическим методом (рис. 13) при построении ступенчатой линии между линией равновесия 1 и рабочей линией 2. Кривую равновесия строят по справочным данным о равновесных составах паровой и жидкой фаз по НК.

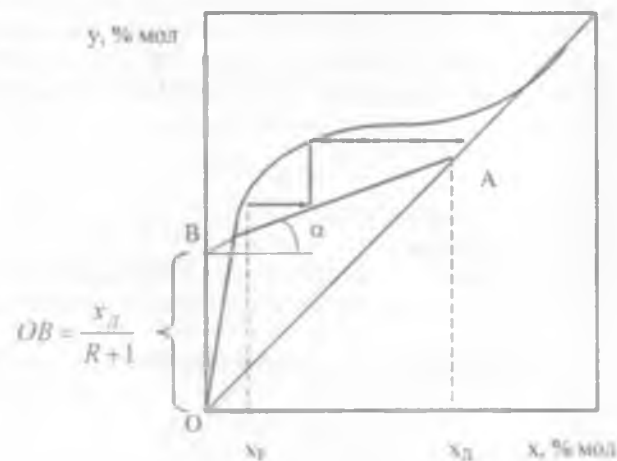


Рис. 13 Рабочая линия укрепляющей части ректификационной колонны на $y-x$ диаграмме

Уравнение рабочей линии для укрепляющей части ректификационной колонны имеет вид:

$$y = \frac{x_D}{R+1} + \frac{R}{R+1}x \quad (49)$$

где R — флегмовое число — отношение количества флегмы G_F , возвращаемой в колонну, к количеству отводимого дистиллята G_D .

$$R = G_F / G_D \quad (50)$$

Для построения рабочей линии необходимо определить величину отрезка

$OB = \frac{x_D}{R+1}$ и отложить его на оси oy (точка B). Затем соединяют конец этого отрезка с точкой на диагонали, полученной на пересечении ординаты x_D с диагональю (точка A). Линия AB и есть рабочая линия укрепляющей части колон-

$$Q_5 = G \cdot c_w \cdot t_w \quad (54)$$

и в окружающую среду Q_6 .

Из уравнения теплового баланса определяем тепло, подводимое подогревателем, приняв его потери равными 5% от Q_3 :

$$Q_3 = 1.05 [G_d \cdot i_n + R \cdot G_d (i - c_d \cdot t_d) + R \cdot c_d \cdot t_d - G_F \cdot c_F \cdot t_F]. \quad (55)$$

Важным показателем работы ректификационной колонны является *расход воды* для конденсации паров в дефлегматоре и охлаждения дистиллята, который определяют из уравнения теплового баланса дефлегматора и холодильника:

$$Q_{ДФФ} + Q_{ХОЛ} = G_B \cdot c_B \cdot (t_B^K - t_B^H), \quad (57)$$

где $Q_{ХОЛ}$ – тепловая нагрузка холодильника;

$Q_{ДФФ}$ – тепловая нагрузка дефлегматора.

$$Q_{ДФФ} = R \cdot G_d \cdot t_d. \quad (58)$$

$$Q_{ХОЛ} = G_d \cdot c_d \cdot (t_d - t_d^K). \quad (59)$$

Подставив уравнения (58) и (59) в (57), получим выражение для нахождения необходимого расхода воды:

$$G_B = \frac{R \cdot G_d \cdot r_d + G_d \cdot c_d \cdot (t_d - t_d^K)}{c_B \cdot (t_B^H - t_B^K)} \quad (60)$$

8.11. Экстракция

8.11.1. Общие сведения

Экстракция представляет собой процесс извлечения одного или нескольких компонентов из растворов или твердых тел с помощью растворителя (**экстрагента**), обладающего избирательной способностью растворять только те компоненты, которые необходимо выделить.

При экстракции из твердого тела (**экстрагирование**, **выщелачивание**) имеются две фазы: жидкая и твердая. При **экстракции** из жидкости обе фазы жидкие. Процесс экстракции возможен только при условии тесного контакта фаз между собой.

В настоящее время жидкостная экстракция применяется в химической технологии, гидрометаллургии и аналитической химии для извлечения, разде-

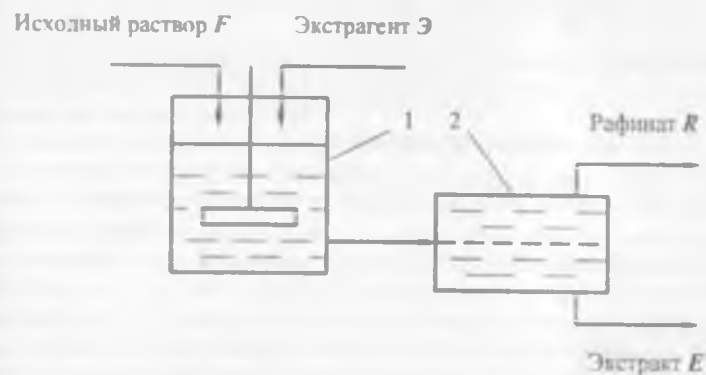


Рис 15 Схема установки для проведения однократного извлечения

Материальный баланс этого метода экстракции в общем виде выглядит следующим образом:

$$F + \mathcal{E} = R + E. \quad (62)$$

Материальный баланс процесса по ключевому компоненту:

$$FX_F + \mathcal{E}X_{\mathcal{E}} = EX_E + RX_R, \quad (63)$$

где X_F , $X_{\mathcal{E}}$, X_E , X_R — массовая доля ключевого компонента в соответствующих растворах.

После преобразований из последнего уравнения рассчитывают концентрации получаемого рафината, экстракта и степень извлечения целевого компонента, соответственно:

$$\begin{aligned} X_R &= X_F / (1 + bm), \\ X_E &= mX_F / (1 + bm); \\ \varphi &= \varepsilon / 1 + \varepsilon \end{aligned} \quad (64)$$

8.11.4. Экстрагирование из твердых тел

Процесс экстрагирования в общем виде включает четыре основные стадии:

- проникновение экстрагента в поры частиц твердого тела;
- растворение целевого компонента;
- перенос экстрагируемого вещества из глубины твердой частицы к поверхности раздела фаз (*внутренняя диффузия*);
- перенос извлекаемого вещества от поверхности раздела фаз вглубь экстрагента (*внешняя диффузия*).

Движущей силой процесса является разность концентраций целевого компонента в жидкости, заполняющей поры твердого тела, и в основной массе экстрагента, находящегося в контакте с поверхностью твердых частиц.

Наиболее эффективно процесс экстракции осуществляется при **противоточном** движении фаз. Главным достоинством противоточного движения является возможность достижения максимальной степени извлечения целевого компонента из твердой фазы, с одновременным получением высококонцентрированного экстракта. В случае **прямотока** концентрация ключевого компонента в твердых частицах никогда не станет меньше конечной концентрации экстрагента независимо от продолжительности процесса. В это же время следует отметить, что при противоточном движении фаз коэффициент массоотдачи чаще всего имеет меньшие величины, чем при прямотоке. Это объясняется ухудшением условий смывания частиц жидкостью, что следовательно приводит к уменьшению действительной поверхности частиц, участвующих в процессе.

В промышленных аппаратах, как правило, осуществляется **комбинированный** способ взаимодействия фаз, т.е. на отдельных участках аппарата или в отдельных стадиях процесса наблюдается прямоток (при высоких значениях коэффициента массоотдачи), а весь процесс в целом приближается к противотоку.

Кроме вышеперечисленных способов взаимодействия фаз существуют также процессы идеального смешения по жидкой фазе и процессы в большом объеме жидкости. Однако эти методы в промышленных аппаратах практически не применяются.

8.11.5. Расчет процесса экстрагирования

В процессе экстрагирования сырье, перерабатываемое в химической промышленности, существенно меняет механические, теплофизические и другие свойства. Поэтому, в настоящее время получил широкое распространение интервальный метод расчета, который заключается в том, что по продолжительности весь процесс разбивается на 10-20 и большее число интервалов. Целью расчета процесса экстрагирования являются определение необходимой продолжительности процесса для получения заданной степени извлечения целевого компонента $\zeta = \bar{C}_K / \bar{C}_H$ из твердого тела - **прямой (проектный)** расчет или определение конечных концентраций в фазах при заданной продолжительности процесса - **обратный (проверочный)** расчет.

8.12. Сушка

8.12.1. Общие сведения

Процесс **сушки** (высушивание) состоит в удалении влаги (более или менее полном) из материалов путём её диффузии и испарения. Это происходит за счёт подвода к высушиваемому телу тепла. Необходимость удаления влаги из материала может быть обусловлена разными причинами:

- влажный продукт портится при хранении, так как влага вредно воздействует на его товарные свойства: слеживание, смерзание, образование плесени;
- влажность продуктов может быть вредна на некоторых стадиях переработки: действовать как каталитический яд, ухудшать их качество;
- перевозки высушенного материала потребителю, особенно на дальние расстояния, обходятся дешевле, чем влажного – более тяжёлого.

Сушке подвергают не только *твёрдые* влажные материалы: в химической и ряде отраслей промышленности влагу также часто удаляют из суспензий и растворов.

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

- **конвективная** - путем непосредственного соприкосновения высушиваемого материала с сушильным агентом, в качестве которого обычно используют нагретый воздух или топочные газы (как правило, в смеси с воздухом);
- **контактная** - путем передачи тепла от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку;
- **радиационная** - путем передачи тепла инфракрасными лучами;
- **диэлектрическая** - путем нагревания в поле токов высокой частоты;
- **сублимационная** - сушка в замороженном состоянии при глубоком вакууме.

8.12.2. Статика сушки

При контакте материала с влажным воздухом возможны два процесса:

а) если парциальное давление пара над поверхностью материала P_M превышает его парциальное давление в воздухе или газе P_n , т.е. $P_M > P_n$, то происходит **высушивание** влажного материала;

б) если $P_M < P_n$, то происходит адсорбция влаги из сушильного агента и **увлажнение** твёрдого материала.

В процессе сушки величина P_M уменьшается и приближается к пределу $P_M = P_n$. При этом наступает состояние динамического равновесия, которому соответствует предельная влажность материала, называемая **равновесной**. Равновесная влажность зависит от парциального давления водяного пара над материалом P_M или пропорциональной ему величины относительной влажности воздуха ϕ , и определяется опытным путем. Поэтому с помощью такого сушильного агента, как воздух (с определенной относительной влажностью), из материала невозможно удалить всю влагу.

занная с материалом эта влага называется связанной. Адсорбционная влага удерживается молекулярным силовым полем.

2) **Осмотически удержанная и структурная влага** - отличается от адсорбционной тем, что она связана с материалом менее прочно, удерживается осмотическими силами и находится внутри клеток материала (называемая иначе влагой набухания).

Наиболее легко может быть удалена механически связанная влага. Она содержится в капиллярах тела и на его поверхности.

8.12.4. Кинетика сушки

При конвективной сушке влажных материалов влага перемещается в материале по направлению от центра кусков материала к периферии, где материал омывается сушильным агентом. Это в основном диффузионный процесс, движущей силой которого является разность между концентрациями влаги в различных точках материала. Однако он усложняется тепловым воздействием на материал.

Количество влаги m_w , прошедшей через поверхность F за время τ при градиенте концентрации dc/dx :

$$m_w = -K_w \cdot F \cdot (dc / dx) \cdot \tau, \quad (69)$$

где K_w – коэффициент, зависящий от характера связи влаги с материалом и от его характеристик.

В материале влага может перемещаться в виде жидкости и в виде пара. При большой влажности материала преобладает миграция влаги в виде жидкости.

Перемещение влаги внутри продукта происходит также под действием температурного градиента и имеет направление теплового потока, при этом проявляется действие термовлагопроводности. Например, если нагрев продукта осуществляется с его поверхности, то влага под действием температурного градиента перемещается от периферии к центру.

Количество влаги, которое перемещается под действием температурного градиента dt/dx :

$$m_t = -K_t \cdot F \cdot (dt / dx) \cdot \tau, \quad (70)$$

где K_t – коэффициент, аналогичный K_w .

Таким образом, суммарное количество перемещаемой влаги при наличии разности её концентраций и температурного градиента будет равно:

В точке *C*, соответствующей определенной влажности материала, характер линии сушки изменяется. Она становится кривой, асимптотически приближающейся к значению W_p – равновесной влажности при заданных условиях сушки. Во втором периоде скорость сушки непрерывно уменьшается. Форма линии сушки зависит от вида связи влаги с материалом и его структуры, т. е. от условий перемещения влаги внутри продукта. При достижении равновесной влажности прекращается удаление влаги из материала. Температура материала равна температуре окружающего его теплоносителя (точка *E*). Однако для достижения равновесной влажности требуется значительное время.

На основании кривых сушки можно построить кривые скорости сушки (рис. 17). Для этого по оси абсцисс откладывают содержание влаги в материале, по оси ординат – скорость сушки, представляющую собой изменение влаги за единицу времени $dw/d\tau$. Скорость сушки для данной влажности материала выражается тангенсом угла наклона касательной, проведенной к точке кривой сушки.

Вид кривых скорости сушки во втором периоде может значительно отличаться, в зависимости от форм связи влаги с материалом.

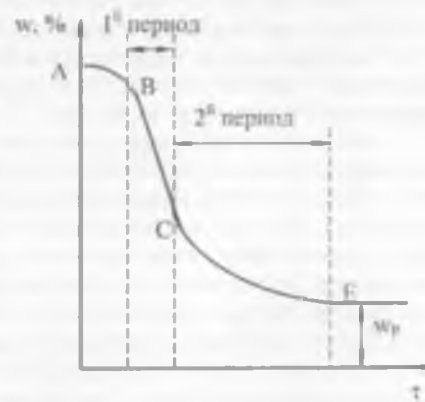


Рис. 16 Кривая сушки

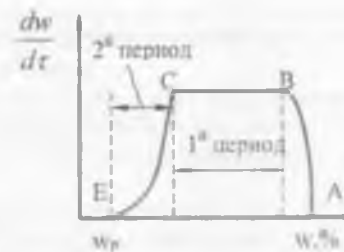


Рис. 17 Кривая скорости сушки

8.12.5. Уравнения скорости сушки

В первый период сушки удаляется свободная влага, испарение которой можно рассматривать как испарение воды со свободной поверхности. При уменьшении влажности материала вплоть до первой критической точки парциальное давление пара в поверхностной пленке не изменяется. Поэтому движущей силой процесса в первый период сушки будет разность парциальных давлений насыщенного пара в пограничном паровом слое P_H и окружающей среде P_a , т. е. $(P_H - P_a)$ тогда скорость сушки выражается уравнением:

$$U = dw/d\tau = 0.0745(V_s \rho^{0.8} (P_H - P_a)). \quad (74)$$

ру t_0 , влагосодержание x_0 , удельную энтальпию i_0 и относительную влажность φ_0 . Выходя из подогревателя, воздух будет иметь параметры t_1, x_1, i_1, φ_1 . В сушильной камере происходит процесс взаимодействия нагретого воз-

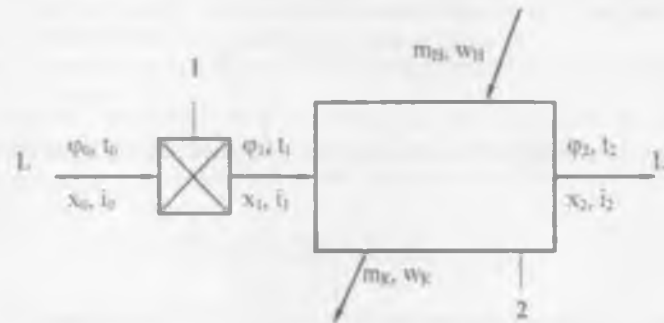


Рис. 18. Схема сушильной установки
1 — калорифер, 2 — сушильная камера

духа с материалом. Рассмотрим теоретический процесс сушки. Предположим, что в сушильной камере воздуху не сообщается дополнительно тепла, и он его не теряет. Такой процесс называется **теоретическим**.

Воздух, поступивший в сушилку, передает свое тепло влаге материала, которая нагревается и испаряется. Образовавшиеся пары со всем теплом, полученным от воздуха, смешиваются с последним. Поэтому теплосодержание воздуха остается постоянным, хотя температура его снижается.

Уходящий воздух имеет параметры t_2, x_2, i_2, φ_2 . При этом $x_2 > x_1$, $t_2 < t_1$, $\varphi_2 > \varphi_1$, но $i_2 = i_1$. Теоретический сушильный процесс изобразим с помощью I - x диаграммы влажного воздуха (рис. 19). Пусть точка A соответствует состоянию воздуха при его входе в подогреватель. Процесс подогрева воздуха изобразится линией AB при $x_1 = x_0$. Точка B соответствует состоянию воздуха при выходе его из подогревателя. Влагосодержание этого воздуха $x_1 = x_0$. Теоретический процесс сушки изобразится линией BC , которая параллельна линии постоянной энтальпии, т.е. $I = \text{const}$. Точка C

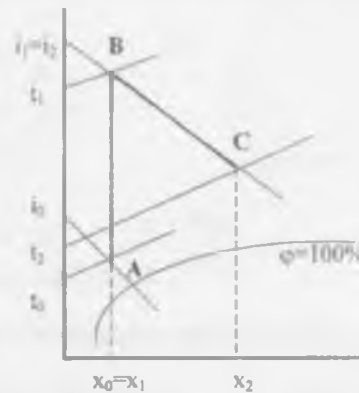


Рис. 19. Теоретический процесс сушки на I - x диаграмме

$$W = m_n \frac{w_n - w_k}{100 - w_k}, \quad W = m_k \frac{w_n - w_k}{100 - w_n}, \quad (82)$$

где m_n — количество влажного материала, поступающего на сушку, кг/с;

m_k — количество высушенного материала, кг/с;

w_n, w_k — начальная и конечная влажность материала, считая на сухую массу, %.

Из уравнения материального баланса по влаге, определяют расход сухого воздуха на сушку:

$$W + L \cdot x_1 = L \cdot x_2, \quad (83)$$

Из выражения (83) найдем расход абсолютно сухого воздуха на сушку:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} \quad (84)$$

Удельный расход воздуха на испарение из материала l кг влаги равен:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_0} \quad (85)$$

С учётом того, что $x_1 = x_0$, запишем

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1} \quad (86)$$

8.12.8. Тепловой баланс сушилок

Рассмотрим тепловой баланс наиболее распространенных конвективных сушилок (рис.20).

Для составления уравнения теплового баланса введем обозначения:

m_n — количество влажного материала, поступающего в сушилку, кг/с;

m_k — количество высушенного материала, кг/с;

W — количество испаряемой влаги, кг/с;

Приход тепла	Расход тепла
1. Со свежим воздухом Li_0	1. С отработанным воздухом Li_2
2. С влажным материалом:	2. С высушенным материалом
а) с высушенным материалом	$m_K c_M \Delta t_K$
$m_K c_M \Delta t_K$	
б) с влагой, испаряемой из материала	
$W c_H \Delta t_H$	
3. С транспортными устройствами	3. С транспортными устройствами
$m_{TP} c_{TP} \Delta t_{TP}$	$m_{TP} c_{TP} \Delta t_{TP}$
4. В основном калорифере Q_{OK}	4. Потери тепла в окружающую среду $Q_{пот}$
5. В дополнительном калорифере $Q_{ДК}$	

При установившемся процессе сушки тепловой баланс выражается равенством:

$$L \cdot i_0 + m_K \cdot c_M \cdot t_H + W \cdot c_H \cdot t_H + m_{TP} \cdot c_{TP} \cdot t_{TP}^H + Q_{OK} + Q_{ДК} =$$

$$= L \cdot i_2 + m_K \cdot c_M \cdot t_K + m_{TP} \cdot c_{TP} \cdot t_{TP}^K + Q_{пот} \quad (87)$$

Из этого уравнения можно определить общий расход тепла на сушку $Q_{OK} + Q_{ДК}$:

$$Q_{OK} + Q_{ДК} = L(i_2 - i_0) + m_K \cdot c_M (t_K - t_H) + m_{TP} \cdot c_{TP} (t_{TP}^K - t_{TP}^H) -$$

$$- W c_H t_H + Q_{пот} \quad (88)$$

Разделив обе части полученного равенства на W , получим выражение для удельного расхода тепла (на 1 кг испаренной влаги):

$$q_{OK} + q_{ДК} = l(i_2 - i_0) + q_M + q_{TP} - c_H \cdot t_H + q_{пот} \quad (89)$$

Удельный расход тепла в основном калорифере можно представить в виде:

$$q_K = l(i_1 - i_0) \quad (90)$$

Подставляя q_K в выше записанное уравнение, находим:

$$l(i_2 - i_1) = q_{ДК} + c_H t_H - q_M - q_{TP} - q_{пот} \quad (90)$$

По этому выражению можно определить положение линии BC_1 при известном Δ .

Через произвольную точку e на линии BC проводим отрезок eF и измеряем его в мм. величину отрезка eE определяем по выражению:

$$Ee = \Delta \cdot eF \cdot n,$$

где $n = M_1 / M_2$ – соотношение масштабов теплосодержания и влагосодержания.

Откладываем eE и через точки B и E проводим линию действительного процесса BC_1 . Аналогично находим линию действительного процесса сушки при $\Delta < 0$. В этом случае линия BC_1 будет лежать ниже BC .

8.12.10. Конструкции сушилок

Сушилки, применяемые в различных отраслях промышленности, отличаются разнообразием конструкций и подразделяются:

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

Самостоятельно изучить следующие конструкции сушилок: конвективные; туннельные; ленточные; барабанные; вальцовые; терморadiационные.

8.13. Кристаллизация

8.13.1. Общие сведения

Кристаллизация представляет собой процесс образования кристаллической фазы из расплавов или растворов. Этот процесс используется в химической, нефтехимической, коксохимической, металлургической, пищевой, фармацевтической и других отраслях промышленности. С помощью кристаллизации решаются следующие задачи:

- получение твердых продуктов в виде блоков, гранул, чешуек и т.п.;
- разделение различных веществ на фракции; обогащение тем или иным компонентом;
- выделение различных веществ из технических и природных растворов;

Для однокомпонентных систем пересыщения можно достичь путем изменения давления или температуры. Так как температура кристаллизации вещества слабо зависит от давления, то для таких систем пересыщение обычно создается путем охлаждения расплавов.

Для бинарных и многокомпонентных систем пересыщение можно создать следующими способами:

- *охлаждением* смеси через теплообменные поверхности или в результате её непосредственного контакта с различными хладагентами;
- *частичным испарением* легколетучего компонента смеси (чаще всего — растворителя);
- *изменением взаимной растворимости* компонентов путём введения дополнительного вещества;
- *добавлением* к разделяемой смеси химических реагентов, образующих с одним или несколькими компонентами смеси химическое соединение, выпадающее в виде кристаллического осадка.

Зарождение кристаллов

Интенсивность зарождения кристаллов характеризуют скоростью их зарождения, под которой понимают количество центров кристаллизации (зародышей), возникающих в единице объёма за единицу времени. Различают гомогенное и гетерогенное зарождение. Гомогенное зарождение происходит при отсутствии в расплаве посторонних твердых частиц, на которых могли бы образоваться кристаллы. Гетерогенное зарождение происходит на твердых поверхностях, а также на взвешенных в расплаве мельчайших инородных частицах.

Направление фазового превращения в системе определяется изменением ее свободной энергии. Из двух фазовых состояний устойчивым является то, которое обладает меньшей свободной энергией. Поэтому кристаллизация происходит в случаях, когда переход вещества из жидкого состояния в кристаллическое сопровождается уменьшением свободной энергии.

Движущей силой процесса кристаллизации при температуре T является разность удельных свободных энергий жидкой $G_{\text{ж}}$ и кристаллической $G_{\text{т}}$ фаз:

$$\Delta G = G_{\text{ж}} - G_{\text{т}}. \quad (94)$$

Образование в системе кристаллического зародыша объемом V_z сопровождается выделением свободной энергии:

$$\Delta G_v = (G_{\text{ж}} - G_{\text{т}}) \cdot V_z \cdot \rho_{\text{к}}, \quad (95)$$

где $\rho_{\text{к}}$ — плотность кристаллической фазы.

Если образующийся зародыш имеет сферическую форму с радиусом r , то

$$\Delta G_{\Sigma} = \frac{16\pi \cdot \sigma_{\Pi}^3 \cdot T_{\Pi}^2}{3\rho_K^2 \cdot r_{\Pi}^2 \cdot \Delta T^2} \quad (101)$$

Процесс возникновения кристаллических зародышей является флуктуационным и подчиняется общим закономерностям статистической физики, согласно которым вероятность образования центра кристаллизации равна:

$$W = C_0 \exp\left(-\frac{B\sigma_{\Pi}^3}{T(\Delta T)^2}\right), \quad (102)$$

где C_0 – константа, определяемая экспериментально:

$$B = 16\pi T_{\Pi}^2 / (3k \cdot \rho_K^2 \cdot r_{\Pi}^2);$$

k – постоянная Больцмана.

Скорость зарождения кристаллов определяется согласно молекулярно-кинетической теории:

$$w_z = C \cdot \exp\left(-\frac{U}{RT}\right) \cdot \exp\left(-\frac{B\sigma_{\Pi}^3}{T(\Delta T)^2}\right), \quad (103)$$

где U – энергия активации молекул.

Из выражения (103) следует, что с увеличением переохлаждения ΔT вероятность зарождения кристаллов возрастает. Но при увеличении ΔT одновременно снижается температура системы T , что приводит к уменьшению интенсивности движения молекул [понижение величины $\exp(-U/RT)$]. В результате конкуренции этих эффектов скорость зарождения w_z с ростом ΔT достигает своего максимума, что часто согласуется с опытными данными.

На процесс зарождения кристаллов оказывает воздействие большое число внешних факторов: вибрация, перемешивание, ультразвуковые колебания, электрические и магнитные поля, радиация и др. Как правило, действие этих факторов повышает скорость зарождения.

В случае кристаллизации бинарных и многокомпонентных систем скорость зарождения зависит также от состава смеси. При этом в качестве движущей силы процесса зарождения часто используют разность концентраций.

Рост кристаллов

Существует несколько теорий роста кристаллов; рассмотрим некоторые из них.

При $\beta_n \gg \beta_0$ процесс кристаллизации контролируется диффузией в жидкой фазе, а при $\beta_n \ll \beta_0$ – поверхностной реакцией

Экспериментально установлено, что величина β_m может изменяться от грани к грани кристалла. Поэтому при расчёте процесса кристаллизации обычно используют средние значения β_m .

Переход расплава веществ в твёрдое состояние

Кристаллизация (отверждение) расплавов обычно производится путем их охлаждения через теплопередающие стенки или в результате их непосредственного контакта с потоком охлаждающего агента.

Для полной кристаллизации вещества с низкими скоростями зарождения w_z и роста v_d кристаллов, охлаждение следует производить медленно. В этом случае процесс кристаллизации происходит при практически постоянном переохлаждении расплава.

Изменение степени кристалличности вещества $\varphi_k = V_k/V_0$ (где V_k и V_0 – объёмы кристаллической фазы и исходного расплава) во времени τ описывается уравнением:

$$\varphi_k = \frac{V_k}{V_0} = 1 - \exp\left(-\frac{1}{3} \cdot \pi \cdot w_z \cdot v_d^3 \cdot \tau^3\right). \quad (107)$$

Дифференцируя уравнение (107), можно определить скорость превращения (объёмной кристаллизации):

$$\frac{dV_k}{d\tau} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot w_z \cdot v_d^3 \cdot \tau^2 \cdot V_0 \cdot \exp\left(-\frac{1}{3} \pi \cdot w_z \cdot v_d^3 \cdot \tau^3\right). \quad (108)$$

Анализ зависимости (107) показывает, что степень фазового превращения φ_k монотонно увеличивается во времени от 0 при $\tau \rightarrow 0$ до 1 при $\tau \rightarrow \infty$. Решая уравнение (107) относительно τ , получим зависимость для расчёта продолжительности выдержки, обеспечивающей заданную степень перехода вещества в кристаллическое состояние:

$$\tau = \sqrt[3]{\frac{3 \ln \frac{1}{1 - \varphi_k}}{\pi \cdot w_z \cdot v_d^3}}. \quad (109)$$

Мембранные процессы широко применяются в промышленности при разделении жидких и газообразных смесей, концентрировании растворов, опреснении воды, выделении кислорода из воды и т.д.

8.14.1. Общие сведения

Мембрана – это твёрдая или жидкая перегородка, через которую могут проникать все или часть компонентов смеси. В первом случае мембрана называется *проницаемой*, во втором – *пату-проницаемой*.

Мембранная ячейка – аппарат или его элемент для осуществления процесса разделения смесей, состоящий (рис. 22) из двух не сообщающихся между собой полостей – надмембранной 1 и подмембранной 2, разделенных мембраной 3. Поток 1, подаваемый на разделение, называется *проходящим* и движется вдоль мембраны; поток 2, отводимый из ячейки, называется *пермеатом*.

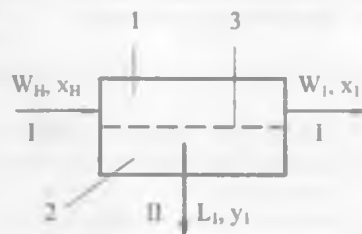


Рис. 22 Схема мембранной ячейки

1 – надмембранное пространство, 2 – подмембранное пространство, 3 – мембрана
1 – проходящий поток, 2 – пермеат

Мембраны классифицируют по разным признакам.

1. По природе мембраны:

а) **природные мембраны** – мембраны живых организмов и полученные на их основе;

б) **синтетические мембраны** – органические и неорганические;

2. По структуре мембраны:

а) **непористые мембраны** – неорганические аморфные и кристаллические стекла, фольга; полимерные плёнки – аморфные и со смешанной аморфно-кристаллической структурой; жидкие плёнки на границе раздела жидкость-жидкость или жидкость-газ;

б) **пористые мембраны** – микропористые мембраны с диаметром пор $d_p < 0,5 \cdot 10^{-6}$ м (прессованные порошки из стекла, вольфрама, серебра и других металлов); микропористая керамика; пористые полимерные структуры; макропористые мембраны с диаметром пор $d_p > 0,5 \cdot 10^{-6}$ м (ультрафильтры и др.);

3. По областям применения мембраны:

а) **газо (паро) фазные процессы разделения:**

б) **системы газ-жидкость** – испарение через мембрану; селективная дегазация жидкостей; поглощение жидкостью газа, проникающего через мембрану, отделение жидких аэрозолей от газового потока на волокнистых мембранах – войлоках;

в) **системы жидкость-жидкость** – диализ; осмос; ультрафильтрация; электролиз; электроосмос; термодиффузия;



Рис 23 Схема разделения раствора обратным осмосом

Движущей силой процесса обратного осмоса является перепад давления:

$$\Delta p = p - p_{\text{ос}}, \quad (110)$$

где p – избыточное давление под раствором;

$p_{\text{ос}}$ – осмотическое давление раствора.

Если в процессе обратного осмоса наблюдается некоторый переход через мембрану растворённого вещества, то при расчёте движущей силы следует учитывать осмотическое давление пермеата $p_{\text{ос.п.}}$ прошедшего через мембрану. Тогда:

$$\Delta p = p - (p_{\text{ос}} - p_{\text{ос.п.}}). \quad (111)$$

Для приближенного расчёта осмотического давления может быть использована формула Вант-Гоффа:

$$p_{\text{ос}} = x R T, \quad (112)$$

где x – молярная доля растворимого вещества;

R – газовая постоянная;

T – абсолютная температура раствора.

Осмотические давления растворов могут достигать десятков МПа. Давление в обратноосмотических установках должно быть значительно больше ос-

где x_1 и x_2 – концентрации растворённого вещества соответственно в исходном растворе и фильтрате.

Проницаемость G л/(м²·ч) выражается соотношением:

$$G = V/(F \cdot \tau), \quad (116)$$

где V – объём фильтрата, л;

F – рабочая площадь поверхности мембраны, м²;

τ – продолжительность процесса, ч.

8.14.4. Основные конструкции мембранных ячеек

Мембранная ячейка состоит из надмембранного пространства, куда подается разделяемая смесь и откуда выходит объединённый выделяемым компонентом проходящий поток, не проникший через мембрану, и подмембранного пространства, куда через мембрану проникает пермеат, обогащенный выделяемым компонентом.

Мембраны должны обладать следующими свойствами: высокими селективностью и удельной проницаемостью; постоянством своих характеристик в процессе эксплуатации; химической стойкостью; механической прочностью; невысокой стоимостью.

В целях увеличения механической прочности мембраны последняя располагается обычно на подложке или между подложками – механически прочными материалами, внешне напоминающими мембрану, но практически не представляющими сопротивления переносу массы и не обладающими селективностью (это сетки или крупнопористые фильтры из различных материалов). Конструктивные варианты расположения мембраны и подмембранного и надмембранного пространств разнообразны. Однако на практике наиболее распространены мембранные ячейки трёх типов.

Плоские пакеты мембран (рис. 24). *Достоинства* этих ячеек – простота изготовления, контроля в случае повреждения мембраны и малое гидравлическое сопротивление проходящему потоку. *Недостаток* – малая удельная поверхность мембраны.

Мембранные ячейки рулонного типа (рис. 25). Ячейки представляют собой мембранный модуль с наружными непроницаемыми стенками. Между ними закладывается мембрана на двух пористых подложках (с обеих её сторон), которые образуют надмембранное и подмембранное пространства. Этот мембранный модуль свёрнут в рулон, что делает его компактным. Потоки разделяемых веществ



Рис 24 Устройство плоского мембранного модуля: 1 – мембранный модуль, 2 – корпус

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. *Айинштейн А.Г.* Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: Книги 1 и 2. – М.: Высшая школа. 2003. – 1757с.
2. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник. – М.: Химия, 1977. – 729с.
3. *Гельперин Н.И.* Основные процессы и аппараты химической технологии: Книги. 1 и 2. – М.: Химия. 1981. – 810с.
4. *Кавецкий Г.Д., Коралев А.В.* Процессы и аппараты пищевых производств: Учебник. – М.: Агропромиздат, 1991. – 432с.
5. *Стабников В.Н., Попов В.Д., Лысянский В.М.* Процессы и аппараты пищевых производств: Учебник. – М.: Легкая и пищевая промышленность. 1985. – 623с.
6. *Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие – изд. 9-е, доп. и перераб. – Л.: Химия. 1981. – 558с
7. *Дытнерский Ю.Д.* Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебное пособие по курсовому проектированию. – М.: Химия. 1983. – 372с.
8. *Иванец В.Н., Бакин И.А., Ратников С.А.* Процессы и аппараты пищевых производств: Конспект лекций. – К.: КемТИПП, 2004. – 180с.
9. *Потанов А.Н., Савинова К.И., Лопухинский Л.М.* Массообменные процессы: Конспект лекций по курсу ПАПП. – К.: КемТИПП. 1999. – 130с.

4.2. Основные характеристики насосной установки	49
4.3. Конструкции насосов.....	52
4.4. Регулирование работы центробежных насосов	54
Глава 5. Сжатие газов	56
5.1. Классификация компрессоров	56
5.2. Устройство и работа поршневых компрессоров.....	57
5.3. Устройство и работа пластинчатого ротационного компрессора.....	58
5.4. Центробежные компрессоры.....	59
5.5. Устройство и принцип действия турбокомпрессоров	59
5.6. Области применения компрессоров	59
5.7. Устройство и принцип работы двухроторного компрессора	60
5.8. Вакуум – насосы.....	60
Глава 6. Гидромеханические процессы.....	61
6.1. Разделение неоднородных систем.....	62
6.2. Материальный баланс процесса разделения	63
6.3. Эффект разделения.....	64
6.4. Осаждение в гравитационном поле (отстаивание)	64
6.4.1. Пути интенсификации процесса осаждения	66
6.4.2. Расчет отстойников.....	66
6.5. Центробежное осаждение в неоднородных жидких системах	68
6.5.1. Отстойные и фильтрующие центрифуги	68
6.5.2. Процессы в фильтрующих центрифугах.....	69
6.5.3. Фактор разделения.....	70
6.5.4. Основные закономерности осаждения в центробежном поле	70
6.5.5. Конструкции отстойных и фильтрующих центрифуг	72
6.6. Разделение неоднородных газовых систем	73
6.6.1. Устройство и принцип работы циклонов.....	73
6.7. Фильтрование	75
6.7.1. Виды фильтрования.....	75
6.7.2. Основное уравнение фильтрования	76
6.7.3. Уравнение фильтрования при постоянной разности давлений	78
6.7.4. Уравнение фильтрования при постоянной скорости процесса	78
6.7.5. Интенсификация работы фильтров.....	78
6.7.6. Конструкции фильтров	79
6.8. Перемешивание	79
6.8.1. Способы перемешивания	80
6.8.2. Эффективность и интенсивность перемешивания	80
6.8.3. Конструкции механических мешалок	81
6.8.4. Движение жидкости в окрестности вращающейся лопасти	82
6.8.5. Меры, предупреждающие образование воронки	82
6.8.6. Затраты энергии на перемешивание ньютоновских жидкостей.....	83

8.10.8. Ректификация	130
8.10.9. Материальный и тепловой балансы ректификационной колонны	131
8.11. Экстракция	135
8.11.1. Общие сведения	135
8.11.2. Экстракция из жидких систем	136
8.11.3. Конструкции экстракторов	138
8.11.4. Экстрагирование из твердых тел	139
8.11.5. Расчет процесса экстрагирования	139
8.11.6. Методы интенсификации экстракционного процесса	140
8.12. Сушка	141
8.12.1. Общие сведения	141
8.12.2. Статика сушки	141
8.12.3. Виды связи влаги с материалом	142
8.12.4. Кинетика сушки	143
8.12.5. Уравнения скорости сушки	145
8.12.6. Нормальный теоретический сушильный процесс	146
8.12.7. Материальный баланс реального процесса сушки	148
8.12.8. Тепловой баланс сушилок	149
8.12.9. Нормальный действительный процесс сушки на I -х диаграмме	152
8.12.10. Конструкции сушилок	153
8.13. Кристаллизация	153
8.13.1. Общие сведения	153
8.13.2. Кинетика процесса кристаллизации	154
8.14. Мембранные процессы	160
8.14.1. Общие сведения	161
8.14.2. Мембранные процессы разделения и способы их организации	162
8.14.3. Теоретические основы разделения обратным осмосом и ультрафильтрацией	162
8.14.4. Основные конструкции мембранных ячеек	165
Библиографический список	167