

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный технический университет
имени К.И. Сатпаева

Б.К. Мустахимов

ОСНОВЫ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Рекомендовано Научно-методическим советом
университета в качестве учебного пособия

Алматы 2013

УДК 661 (075.8)

ББК 35.11 я 73

К 91

К 91 Мустахимов Б.К. Основы процессов и аппаратов химических производств. Учеб. пособие. – Алматы: КазНТУ, 2013. – 279 с.
Ил. 42. Табл. 23. Библиогр. – 14 назв.

ISBN 978–601–228–499–7

Учебное пособие «Основы процессов и аппаратов химических производств» разработано на основе учебного пособия Б.К. Мустахимова «Химия технологиясының процестері мен аппараттары», изданного в 2004 г.

Учебное пособие представляет собой общий курс «Основы процессов и аппаратов химических производств» и предназначено для изучения гидродинамических, теплообменных и массообменных процессов.

В начале каждой главы приведены соответствующие теории и даны примеры решения типовых задач с вариантами индивидуального решения. Также приведены примеры расчета проводимых лабораторных работ.

Учебное пособие предназначено для студентов химико-технологических специальностей вузов.

УДК 661 (075.8)

ББК 35.11 я 73

Рецензенты:

Мамытбеков Г.К. д-р хим. наук, проф.

Нургалиева Г.О. д-р хим. наук, проф.

Шаутенов М.Р. канд. техн. наук, доц.

Печатается по плану издания Министерства образования и науки Республики Казахстан на 2013 г.

ISBN 978–601–228–499–7

© Мустахимов Б.К., 2013

© КазНТУ, 2013

ВВЕДЕНИЕ

Современная химическая промышленность насчитывает множество разнообразных производств, часто сильно различающихся химической природой и физическими свойствами исходных веществ, промежуточных и конечных продуктов, а также характером и условиями протекания технологических процессов. Несмотря на перечисленные различия, число элементарных процессов, повторяющихся в разных сочетаниях во всех химических производствах, едва достигает двадцати. Поэтому всякая технология получения самых разнообразных химических продуктов и материалов (кислот, щелочей, солей) включает однотипные процессы, характеризующие общими закономерностями. Эти процессы в различных производствах проводятся в аналогичных по принципу действия аппаратах. Таким образом, процессы и аппараты, общие для различных отраслей химической технологии, называются основными процессами и аппаратами.

Изучение теории основных процессов, принципов устройства и методов расчета аппаратов составляет предмет процессов и аппаратов — науки, определяющей условия практического применения законов естественных наук (физики, химии, механики, термодинамики и др.) для наиболее эффективного проведения разнообразных технологических процессов.

Наука о процессах и аппаратах позволяет решать следующие задачи:

1. Производить усовершенствование существующих и разработку новых технологических приемов, создавать новые методики их расчета;
2. Изучать закономерности и математическое описание процессов и их совокупностей, разрабатывать расчетные методы перехода от процесса в лабораторных условиях к промышленным, т. е. перенос данных, полученных на модели, к объекту натуральной величины (моделирование);
3. Выбрать рациональные технологические режимы эксплуатации действующих производств;

4. При проектировании новых производств разрабатывать высокоэффективные и малоотходные технологические схемы и выбирать наиболее рациональные типы аппаратов.

В данном учебном пособии рассматриваются теории и прикладные расчеты гидромеханических, тепловых и массообменных процессов химических производств.

В учебном пособии рассматриваются основные теории и прикладные расчеты с вариантами по следующим разделам курса "Основы процессов и аппаратов химических производств": гидромеханические, тепловые и массообменные процессы.

ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

В зависимости от закономерностей, характеризующих протекание, процессы химической технологии делят на пять основных групп.

Гидромеханические процессы, скорость протекания которых определяется законами гидромеханики. К ним относятся: сжатие и перемещение газов, перемещение жидкостей, твердых материалов, осаждение, фильтрование, перемешивание в жидкой фазе, псевдоожигение и т. п.

Тепловые процессы, скорость протекания которых определяется законами теплопередачи. К ним следует отнести процессы: нагревания, выпаривания, охлаждения (естественного и искусственного), конденсации и кипения.

Массообменные (диффузионные) процессы, интенсивность которых определяется скоростью перехода вещества из одной фазы в другую, т. е. законами массопередачи. К диффузионным процессам относятся: абсорбция, ректификация, экстракция, кристаллизация, адсорбция, сушка и др.

Химические процессы связаны с превращением веществ и изменением их химических свойств. Скорость этих процессов определяется закономерностями химической кинетики.

Механические процессы, скорость которых связана с законами физики твёрдого тела. К ним относятся: измельчение, классификация, дозирование и смешение твёрдых сыпучих материалов.

Общие принципы расчёта аппаратов

На основании закона сохранения материи составляют материальный баланс

$$\sum M_{\text{н}} = \sum M_{\text{к}} + \sum M_{\text{п}},$$

где $\sum M_{\text{н}}$ – количество материала, поступающего на переработку; $\sum M_{\text{к}}$ – количество полученного в результате переработки вещества; $\sum M_{\text{п}}$ – необратимые потери вещества.

Уравнение материального баланса составляют как при расчете отдельных аппаратов, так и для сложных технологических систем.

По аналогии с материальным балансом тепловой баланс в общем виде

$$\sum Q_{\text{н}} + \sum Q_p = \sum Q_{\text{к}} + \sum Q_{\text{п}},$$

где $\sum Q_{\text{н}}$ – теплота, вводимая в аппарат с исходными материалами; $\sum Q_p$ – тепловой эффект физических и химических превращений; $\sum Q_{\text{к}}$ – теплота, выводимая из аппарата продуктами; $\sum Q_{\text{п}}$ – потери теплоты в окружающую среду.

Энергетический баланс позволяет определить расход кинетической и потенциальной энергии на проведение процесса (перемещение жидкости, транспортировки и сжатие газов и т. д.). С помощью теплового баланса определяют расход теплоносителей.

По полученным данным определяют основной размер аппарата: емкость, площадь поперечного сечения аппарата, поверхность нагрева, фазового контакта, диаметр и высоту аппарата.

Для определения основного размера аппарата используют общее соотношение

$$A = M / (\Delta k),$$

где A – основной размер аппарата; M – количество перерабатываемого материала в единицу времени; Δ – движущая сила процесса; K – коэффициент скорости процесса.

Аппараты периодического действия должны иметь рабочий объем, достаточный для вмещения всего количества перерабатываемого материала за одну операцию.

Рабочий объем V_p определяют как произведение заданной производительности V и периода процесса τ :

$$V_p = V \tau.$$

По рассчитанному рабочему объему аппарата находят конструктивно удобные его размеры.

При определении числа необходимых аппаратов учитывают не только время, затрачиваемое на проведение самого процесса $\tau_{\text{осн}}$, но и время, затрачиваемое на разгрузку аппарата, промывку, продувку и другие вспомогательные операции,

$$\tau = \tau_{\text{очн}} + \tau_{\text{всп}}.$$

Число операций, проводимых для данной стадии производства за сутки:

$$\alpha = \frac{V}{V_p},$$

где V – производительность, V_p – рабочий объем аппарата, который всегда меньше его полного объема $V_p = V_n \varphi$; φ – коэффициент заполнения аппарата.

Число операций, проводимых на одном аппарате в сутки

$$\beta = \frac{24}{\tau}.$$

Тогда необходимое количество аппаратов

$$n = \frac{\alpha}{\beta} = \frac{V\tau}{24V_p}.$$

Для непрерывно действующего аппарата при известной производительности V аппарата, а также линейной скорости w среды, протекающей через него, площадь поперечного сечения S аппарата находят из соотношения

$$S = \frac{V}{w}.$$

По величине S определяют один из основных размеров аппарата. Например, для аппаратов цилиндрической формы – диаметр $D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}$.

Для аппаратов прямоугольного сечения – длины сторон прямоугольника a и b : $S = ab$.

Высота или длина рабочей части аппарата зависит от времени пребывания в нем обрабатываемых веществ:

$$H_p = L_p = w\tau.$$

Рабочая высота (или длина) рассчитывается либо через рабочий объем аппарата

$$H_p = \frac{V_p}{S},$$

либо через поверхность F , необходимую для проведения процесса

$$H_p = \frac{F}{Sa}, \text{ т. к. } F = V_p a = H_p Sa,$$

где a – поверхность, приходящаяся на единицу объема аппарата (удельная поверхность аппарата), $\text{м}^2/\text{м}^3$.

1. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

1.1. Уравнения равновесия идеальной жидкости в состоянии покоя

Гидравлика представляет собой науку, изучающую законы равновесия и механического движения жидкостей и разрабатывающую методы применения этих законов для различных прикладных задач.

Гидравликой рассматриваются вопросы покоя и движения жидкостей в двух разделах – гидростатике и гидродинамике. Гидростатика рассматривает законы равновесия в состоянии покоя, гидродинамика – законы движения жидкостей и газов.

Жидкости – все вещества, обладающие текучестью при приложении к ним самых незначительных сил сдвига. В гидравлике под понятием жидкость принято понимать жидкости, газы или пары, потому что законы движения жидкостей и газов практически одинаковы, если их скорости значительно ниже скорости звука.

Идеальная жидкость – жидкость, абсолютно несжимаемая под действием давления, не изменяет плотности при изменении температуры и не обладает вязкостью.

Реальные жидкости разделяются:

- на капельные (практически несжимаемы и обладают очень малым коэффициентом объемного расширения):
- упругие – газы или пары (сильно изменяется объем при изменении температуры или давления).

Закон трения Ньютона. Напряжение внутреннего трения P_T возникающее между слоями жидкости при ее течении, прямо пропорционально градиенту скорости $\Delta w / \Delta n$.

$$P_T = -\mu S \left| \frac{\Delta w}{\Delta n} \right|,$$

где S – площадь слоя, m^2 ; μ – коэффициент пропорциональности, называется динамическим коэффициентом вязкости или просто вязкостью, $Pa \cdot s$.

Знак "-" указывает на то, что касательное напряжение тормозит слой, движущийся с относительно большей скоростью.

Отношение вязкости к плотности жидкости называют кинематическим коэффициентом вязкости или кинематической вязкостью ν , $\text{м}^2/\text{с}$: $\nu = \mu/\rho$.

Закон трения Ньютона справедлив для жидкостей с небольшой молекулярной массой, вязкость которых является функцией температуры и давления, но не зависит от градиента скорости $\Delta w/\Delta n$ (скорости сдвига). Такие жидкости носят название ньютоновских, для них характерна линейная зависимость τ от $\Delta w/\Delta n$, при этом тангенс угла наклона прямой равен μ .

Жидкости, не следующие закону Ньютона, получили название неньютоновских, их вязкость при данной температуре и давлении не остаётся постоянной, а изменяется в зависимости от скорости сдвига.

Дифференциальные уравнения равновесия Эйлера. Дифференциальные уравнения Эйлера — выражают связь между массовыми (объемными) и поверхностными силами. Они показывают, что изменение гидростатического давления в объеме неподвижной жидкости обусловлено действием массовых сил:

$$\left. \begin{aligned} -\frac{\partial p}{\partial x} &= 0 \\ -\frac{\partial p}{\partial y} &= 0 \\ -g\rho - \frac{\partial p}{\partial z} &= 0 \end{aligned} \right\}. \quad (1.1)$$

Основное уравнение гидростатики.

$$z + \frac{p}{\rho g} = \text{const} \quad (1.2)$$

для двух произвольных горизонтальных плоскостей 1 и 2. Основное уравнение гидростатики имеет вид

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g}.$$

Это уравнение можно записать как

$$p = p_0 + \rho g(z_0 - z). \quad (1.3)$$

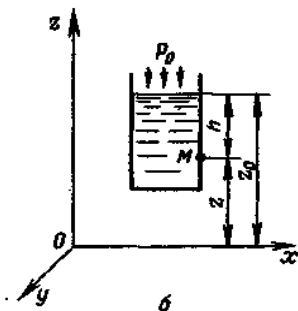


Рис. 1.1. К основному уравнению гидростатики

Уравнение (1.3) является выражением закона Паскаля, согласно которому давление, создаваемое в любой точке покоящейся несжимаемой жидкости, передается одинаково всем точкам ее объема.

При изменении p_0 в точке z_0 на какую-либо величину давление p во всякой другой точке изменяется на эту же величину (рис. 1.1).

1.2. Основные уравнения движения идеальной жидкости. Уравнение Бернулли

Существуют два принципиально различных режима движения вязкой жидкости: ламинарный и турбулентный.

Ламинарный режим течения наблюдается при малых скоростях движения или большой вязкости жидкости. При этом частицы жидкости движутся в одном направлении параллельно друг другу, не перемешиваясь.

Турбулентный режим наблюдается при больших скоростях. Частицы жидкости при этом движутся беспорядочно по пересекающимся направлениям.

Граница между ламинарным и турбулентным режимами движения жидкости определяется числом Рейнольдса Re . Опытным путем было установлено, что ламинарные течения жидкости в цилиндрических трубах круглого сечения происходят при $Re \geq 2300$. Турбулентное движение становится вполне устойчивым только при $Re \geq 10000$. При $2300 < Re < 10000$ движение неустойчиво и оба вида движения могут проявляться совместно и легко переходить один в другой.

Уравнение неразрывности (сплошности) потока. Представляет собой зависимость между скоростями в потоке жидкости, для которого соблюдается условие сплошности, или неразрывности течения, т.е. не образуется пустот, не заполненных жидкостью.

Дифференциальное уравнение неразрывности для неустановившегося течения имеет вид

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0.$$

В установившемся потоке плотность не меняется во времени $\frac{\partial \rho}{\partial \tau} = 0$, поэтому уравнение неразрывности выглядит так

$$\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0.$$

Для капельных жидкостей, которые практически несжимаемы, а также для газов в условиях изотермического потока, при скоростях меньших скорости звука, $\rho = const$, следовательно, уравнение неразрывности примет вид

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0.$$

Уравнение неразрывности является частным случаем закона сохранения массы и выражает материальный баланс потока.

Дифференциальные уравнения движения Эйлера. В отличие от дифференциальных уравнений равновесия Эйлера (1.1) уравнения динамического равновесия жидкости должны включать в себя силы инерции. Тогда выделенной из установившегося потока идеальной жидкости, введя силы инерции, отнесенные к единице массы, получим

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{dw_x}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial x} \\ \rho \frac{dw_y}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial y} \\ \rho \frac{dw_z}{d\tau} &= -\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} \end{aligned} \right\}, \quad (1.4)$$

где $\frac{dw_x}{d\tau}$; $\frac{dw_y}{d\tau}$; $\frac{dw_z}{d\tau}$ – компоненты сил инерции.

Уравнения (1.4), впервые введенные Эйлером, называют дифференциальными уравнениями Эйлера для гидродинамики.

Уравнение Бернулли. Решение уравнений движения Эйлера для установившегося потока жидкости приводит к одному из наиболее важных и широко используемых уравнений гидродинамики – уравнению Бернулли.

$$z + \frac{p}{\rho \cdot g} + \frac{w^2}{2g} = \text{const}. \quad (1.5)$$

Для любых двух поперечных сечений неразрывного потока жидкости уравнение имеет вид

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2g}, \quad (1.6)$$

где z – нивелирную высоту, называемую также геометрическим напором, представляющую удельную потенциальную энергию положения в данной точке; $\frac{p}{\rho \cdot g}$ – статический или пьезометри-

ческий напор характеризует удельную потенциальную энергию давления положения в данной точке; $\frac{w^2}{2g}$ – скоростной или ди-

намический напор характеризует удельную кинетическую энергию в данной точке.

Таким образом, уравнение Бернулли описывает движение идеальной жидкости и имеет определенный энергетический смысл, состоящий в том, что при установившемся движении идеальной жидкости сумма удельной потенциальной $(z + \frac{p}{\rho \cdot g})$ и удельной кинетической $\frac{w^2}{2g}$ энергий жидкости для каждого из

поперечных сечений потока остается величиной неизменной.

При изменении поперечного сечения трубопровода и соответственно скорости движения жидкости происходит превращение энергии. При сужении трубопровода часть потенциальной энергии давления переходит в кинетическую, и, наоборот, при расширении трубопровода часть кинетической энергии переходит в потенциальную, но общее количество энергии остается постоянным.

Таким образом, уравнение Бернулли является частным случаем закона сохранения энергии и выражает энергетический баланс потока жидкости.

1.3. Основные уравнения движения потока реальной жидкости

Уравнение Бернулли для реальных жидкостей. Для соблюдения баланса энергии при движении реальной жидкости в правую часть уравнения Бернулли должен быть введен член, выражающий потерянный напор. Тогда уравнение Бернулли для реальных жидкостей будет иметь вид

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_n. \quad (1.7)$$

Потерянный напор h_n характеризует удельную энергию, расходуемую на преодоление гидравлического сопротивления при движении вязкой жидкости.

Если умножить обе части уравнения на ρg , можно получить уравнение Бернулли в ином виде

$$z_1 \rho g + p_1 + \rho w_1^2 / 2 = z_2 \rho g + p_2 + \rho w_2^2 / 2 + \Delta p_n.$$

В уравнении величина Δp_n – потерянное давление, равное $\Delta p_n = \rho g h_n$.

Определение потерь напора или давления является практически важной задачей, связанной с расчетом энергии, необходимой для перемещения реальных жидкостей и газов при помощи насосов и компрессоров. Сложность решения этой задачи, обусловлена тем, что решение системы дифференциальных уравнений, описывающих движение реальной жидкости, в большинстве случаев оказывается невозможным.

На практике уравнение Бернулли используется для определения скоростей и расходов жидкостей и газов, напора насоса, времени истечения жидкостей из резервуаров.

Дифференциальные уравнения движения Навье-Стокса. При движении вязкой жидкости в потоке, кроме сил давления и тяжести, действуют также силы трения.

Дифференциальные уравнения Навье-Стокса, описывающее движение вязкой каплевой жидкости имеет вид

$$\begin{cases} \rho \frac{dw_x}{d\tau} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \nabla^2 w_x \\ \rho \frac{dw_y}{d\tau} = -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \nabla^2 w_y \\ \rho \frac{dw_z}{dz} = -\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \nabla^2 w_z \end{cases} \quad (1.8)$$

Соответствующие субстанциональные производные в уравнениях могут быть выражены как для неустановившегося, так и установившегося течения жидкости.

Правые части уравнений выражают произведение массы единицы объема ρ на проекцию ускорения, т. е. представляют собой равнодействующие сил инерции, возникающих в движущейся жидкости.

В левых частях произведение ρg отражает влияние сил тяжести, частные производные $\frac{\partial p}{\partial x}$, $\frac{\partial p}{\partial y}$, $\frac{\partial p}{\partial z}$ – влияние сил гидростатического давления, а произведение вязкости на сумму вторых производных проекций скорости – влияние сил трения на движущую жидкость. Каждый член уравнения имеет размерность соответствующей силы, отнесенной к единице объема жидкости.

Полное описание движения вязкой жидкости возможно путем решения уравнений Навье-Стокса совместно с дифференциальным уравнением неразрывности потока. Однако уравнения Навье-Стокса не могут быть решены в общем виде.

Решение возможно либо для простых случаев при введении ряда допущений, либо после преобразования этих уравнений методами теории подобия.

Теория подобия и критерии. Теория подобия позволяет преобразовать уравнения Навье-Стокса и получить из них некоторую общую функциональную зависимость между критериями подобия, характеризующими силы, действующие в потоке при движении вязкой жидкости.

Выражение, характеризующее отношение силы инерции и силы тяжести, называется критерием Фруда

$$Fr = w^2 / gl.$$

Критерий Фруда представляет собой меру отношения силы инерции к силе тяжести в подобных потоках.

Соотношение между силами давления и инерции представляет собой критерий Эйлера

$$Eu = \Delta p / \rho w^2.$$

Критерий Эйлера характеризует отношение изменения силы гидростатического давления к силе инерции в подобных потоках.

Безразмерный комплекс, являющийся отношением инерционных сил к силам трения в подобных потоках, представляет известный нам критерий Рейнольдса

$$Re = wl\rho / \mu .$$

Безразмерный комплекс, полученный отношением силы инерции к члену уравнения, отражающему нестационарный процесс, называется критерием гомохронности:

$$Ho = w\tau / l .$$

Критерий гомохронности учитывает неустановившийся характер движения жидкости в подобных потоках.

Во всех сходственных точках подобно движущихся потоков жидкости критерии подобия равны, т. е. $Fr' = Fr''$, $Eu' = Eu''$, $Re' = Re''$, $Ho' = Ho''$.

В ряде случаев оказывается затруднительным или даже невозможным определить или вычислить ту или иную физическую величину, входящую в критерий подобия. Тогда эту величину исключают путем сочетания двух или более критериев. Например критерий Галилея

$$Ga = Re^2 / Fr = \frac{gl^3\rho^2}{\mu^2} .$$

Также критерий Лященко

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w^3\rho_0^2}{\mu_0 g(\rho - \rho_0)} .$$

Критерий Архимеда, представляющий собой критерий Галилея, умноженный на симплекс физического подобия—безразмерную плотность:

$$Ar = Ga \cdot (\rho_0 - \rho) / \rho .$$

Согласно второй теореме подобия, решение уравнений Навье-Стокса можно представить в виде функциональной зависимости между полученными критериями подобия или в виде зависимости определяемого критерия от определяющих критериев:

$$f(Ho, Fr, Eu, Re) = 0 \text{ или } Eu = f(Ho, Fr, Re). \quad (1.9)$$

Зависимости подобного вида называют обобщенными или критериальными уравнениями гидродинамики.

При установившемся движении идеальной жидкости, т. е. жидкости протекающей без трения уравнение (1.9) видоизменится так

$$Eu = f(Fr, Re).$$

На практике сила тяжести особого значение не имеет, поэтому ее исключаем

$$Eu = f(Re). \quad (1.10)$$

1.4. Разделение неоднородных систем

Неоднородные системы. Неоднородными или гетерогенными называют системы, состоящие из двух или нескольких фаз. При этом мелкие частицы одной фазы распределены в объеме другой фазы. Первая из них носит название дисперсной фазы, а вторая – дисперсионной (сплошной) среды.

Неоднородные системы различают по числу фаз, их агрегатному состоянию и размерам дисперсных частиц, которые характеризуют эквивалентным диаметром. По агрегатному состоянию сплошной фазы их делят на жидкие и газовые. К жидким неоднородным смесям относят суспензии, эмульсии и пены, к газовым – пыль, дым, туман.

Суспензия – система, состоящая из жидкости и распределенных в ней твердых частиц. В зависимости от размеров взвешенных частиц различают суспензии: грубые (размер частиц более 100 мкм), тонкие (размер частиц порядка 100÷0,1 мкм) и коллоидные растворы (или мути) с размером частиц 0,1 мкм и меньше.

Эмульсия – система, состоящая из жидкости и распределенных в ней капель другой жидкости (жидкости взаимно нерастворимы). Размер частиц дисперсной фазы в эмульсиях колеблется в широких пределах. При больших размерах капель эмульсия под действием силы тяжести легко расслаивается, од-

нако при малых размерах (менее 0,5 мкм) становится устойчивой и не расслаивается в течение длительного времени.

Пена – система, состоящая из жидкости и распределенных в ней пузырьков газа. По своим свойствам эта система близка к эмульсиям.

Для эмульсий и пен характерна возможность перехода дисперсной фазы в дисперсионную среду и наоборот. Этот переход, возможный при определенном количественном соотношении фаз, носит название инверсии фаз или просто инверсии.

Пыль – система, состоящая из газа и распределенных в нем твердых частиц размером 5–50 мкм. Образуется пыль, в основном, при измельчении и транспортировке твердых материалов.

Дым – система, состоящая из газа и распределенных в нем твердых частиц размером 0,5–5 мкм.

Туман – система, состоящая из газа и распределенных в нем капель жидкости размером 0,3–3 мкм.

Образуются дымы и туманы в процессах конденсации паров при переходе их в жидкое или твердое состояние. Системы эти носят еще название аэрозолей.

Методы разделения неоднородных систем. Методы разделения неоднородных систем классифицируются в зависимости от размеров дисперсных частиц, разности плотностей сплошной и дисперсной фаз, а также вязкости сплошной фазы. Применяют следующие основные методы разделения: осаждение, фильтрование, центрифугирование, мокрое разделение, электроочистку.

Осаждение представляет собой процесс разделения, при котором взвешенные в жидкости или газе твердые либо жидкие частицы дисперсной фазы отделяются от сплошной фазы под действием силы тяжести, центробежной или электростатической силы. Осаждение под действием силы тяжести называют отстаиванием.

Фильтрование – процесс разделения с помощью пористой перегородки, способной пропускать жидкость или газ и задерживать взвешенные в среде твердые частицы. Фильтрование осуществляют под действием сил давления и применяют для более тонкого, чем при осаждении, разделения суспензий и пылей (реже – эмульсий).

Центрифугирование – процесс разделения суспензий и эмульсий под действием центробежной силы.

Мокрое разделение – процесс улавливания взвешенных в газе частиц с помощью жидкости.

Электроочистка – очистка газов под воздействием электрических сил.

1.5. Разделение в поле силы тяжести. Осаждение

Проведение процесса осаждения связано с движением твердых тел в капельных жидкостях или газах.

Если частица массой m падает под действием силы тяжести, то ее скорость движения со временем должна возрастать. С ростом сопротивления движению частицы будет уменьшаться ее ускорение. В результате этого через определенное время установится динамическое равновесие: сила тяжести, под действием которой частица движется, станет равной силе сопротивления среды. С этого момента времени частица начнет двигаться равномерно – с постоянной скоростью w_{oc} . Эта скорость называется скоростью осаждения.

Для ламинарного режима получено уравнение, называемое уравнением Стокса для процесса осаждения

$$w_{oc} = d^2 g (\rho_c - \rho) / 18\mu. \quad (1.11)$$

Расчет скорости осаждения капель жидкости в газе или в другой жидкости и пузырьков газа в жидкости даже для одиночных капель и пузырей усложняется вследствие изменения формы при их движении.

Если в жидкой среде осаждается капля жидкости применяется уравнение

$$w_{oc} = \frac{gd^{2,5}}{\sigma} \left(\frac{\rho_c - \rho_m}{\rho_m} \right)^{1,5} \left(\frac{\mu_c}{\rho_c g} \right)^{0,5},$$

где σ – поверхностное натяжение в границе фаз; μ_c – динамическая вязкость среды; ρ_m – плотность осаждаемой жидкости; ρ_c – плотность среды.

Таким образом, чтобы рассчитать скорость осаждения процесса нужно знать величину критерия Рейнольдса.

При отстаивании систем происходит постепенное увеличение концентрации взвешенных частиц в аппарате по направлению сверху вниз. Над слоем осадка образуется зона сгущенной суспензии, в которой происходит стесненное осаждение частиц, сопровождающееся их взаимным трением и столкновениями.

Скорость стесненного осаждения. Скорость стесненного осаждения рекомендуется определять по критерию Рейнольдса, зависящему от концентрации частиц в объеме жидкости (газа):

$$Re_0 = \frac{Ag \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61\sqrt{Ag \cdot \varepsilon^{4,75}}}. \quad (1.12)$$

где $\varepsilon = \frac{V - V_0}{V}$ – объемная доля жидкости в суспензии, м³/м³; V – объем жидкости в суспензии, м³; V_0 – объем твердой фазы в суспензии, м³.

Аппараты, предназначенные для проведения процессов отстаивания, обычно называют отстойниками.

При расчете отстойников основной расчетной величиной является поверхность осаждения $F_{отс}$, которую определяют по формуле

$$F_{отс} = K_{отс} \frac{G_{сус}}{w_{ч}\rho_c} \left(\frac{x_{ос} - x_0}{x_{ос} - x} \right), \quad (1.13)$$

где $F_{отс}$ — поверхность отстойника, м²; $K_{отс}$ — коэффициент запаса (принимают равным 1,3 – 1,35); $G_{сус}$ — массовый поток исходной суспензии, кг/с; $w_{ч}$ — скорость осаждения частиц суспензии, м/с; ρ_c — плотность жидкой фазы (среды), кг/м³; $x_{ос}$, x_0 , x — содержание твердых частиц соответственно в осадке, исходной суспензии (на входе в отстойник) и в осветленной жидкости (на выходе из отстойника), массовые доли.

Скорость осаждения частиц (так называемая скорость стесненного осаждения) определяется так:

$$w_q = w_{oc} \cdot \varepsilon^2 \cdot 10^{-1,82(1-\varepsilon)} \text{ при } \varepsilon > 0,7$$

и

$$w_q = w_{oc} \cdot \frac{0,123\varepsilon^3}{1-\varepsilon} \text{ при } \varepsilon \leq 0,7$$

где w_q — скорость «стесненного осаждения» частиц, м/с; w_{oc} — скорость свободного осаждения частиц, м/с; ε — объемная доля жидкости в суспензии.

Величину ε находят из соотношения

$$\varepsilon = 1 - x_0 \frac{\rho_0}{\rho_q},$$

где x_0 — содержание твердых частиц соответственно в исходной суспензии (на входе в отстойник); ρ_0 , ρ_q — плотности суспензии на входе в отстойник и твердых частиц, кг/м³.

Величина ρ_0 определяется по формуле

$$\rho_0 = \frac{1}{\frac{x_0}{\rho_q} + \frac{1-x_0}{\rho_c}}.$$

Скорость свободного осаждения w_{oc} рассчитывают по формуле

$$w_{oc} = \frac{\mu_c Re}{d_q \rho_c},$$

где μ_c — вязкость среды, Па·с; d_q — диаметр частицы, м; Re — число Рейнольдса при осаждении частицы.

Значение Re рассчитывают по формулам, зависящим от значения критерия Архимеда:

$$Ar = \frac{d_q^3 \rho_c (\rho_q - \rho_c)}{\mu_c^2},$$

где g — ускорение силы тяжести, равное 9,81 м/с².

При значении критерия Архимеда $Ar < 36$, число Рейнольдса рассчитывают по формуле $Re = Ar/18$.

При значении критерия Архимеда $36 < Ar < 83000$, число Рейнольдса рассчитывают по формуле $Re = 0,125 Ar^{0,714}$.

При значении критерия Архимеда $Ar > 83000$, число Рейнольдса рассчитывают по формуле $Re = 1,74 \sqrt{Ar}$.

1.6. Разделение под действием сил разности давления. Фильтрация

Фильтрацией называется процесс разделения неоднородных систем с использованием пористых перегородок, которые задерживают твердую фазу и пропускают дисперсионную среду. По характеру дисперсионной среды различают фильтрацию жидкостей и фильтрацию газов.

Основное дифференциальное уравнение фильтрации

$$w_{\phi} = \frac{\Delta p}{\mu(r_o h_o + R_{\phi n})} \quad (1.14)$$

где V – объем фильтрата; F – поверхность фильтрации; Δp – разность давлений; μ – вязкость жидкой фазы суспензии; r_o – удельное сопротивление осадка; $R_{\phi n}$ – сопротивление фильтровальной перегородки; $h_o = x_o \frac{V}{F}$ – толщина осадка, м; $x_o = V_{oc} / V$ – пропорциональное соотношение между слоем осадка и объемом полученного фильтрата.

Процесс фильтрации проводят при следующих условиях: $\Delta p = const, w_{\phi} \neq const$; $\Delta p \neq const, w_{\phi} = const$; $\Delta p = w_{\phi} = const$.

При постоянной разности давлений $\Delta p = const$ и неизменной температуре фильтрата, фильтра конкретной конструкции и установленных параметров фильтровальной перегородки все входящие в уравнение фильтрации величины постоянны, за исключением получаемого на фильтре объема фильтрата V и времени τ .

$$V_F = \frac{V}{F} \left[\sqrt{\left(\frac{R_{\phi n}}{r_0 x_0} \right)^2 + \frac{2 \Delta p \tau}{\mu x_0 r_0}} - \frac{R_{\phi n}}{r_0 x_0} \right] \quad (1.15)$$

Уравнение показывает зависимость объема получаемого фильтрата от продолжительности фильтрования. Это уравнение применимо к сжимаемым и несжимаемым осадкам.

Постоянную разность давлений можно создавать двумя способами: пространство над фильтровальной перегородкой сообщают с источником сжатого воздуха; пространство под фильтровальной перегородкой присоединяют к источнику вакуума. Обычно такие процессы осуществляют в так называемых нутч-фильтрах.

В процессе фильтрования при постоянной скорости суспензию на фильтр подают поршневым насосом, производительность которого при заданном числе оборотов постоянна.

$$\Delta p = \mu r_0 x_0 w_{\phi}^2 \tau + \mu R_{\phi n} w_{\phi}. \quad (1.16)$$

При постоянной скорости фильтрования значение разности давления меняется с увеличением высоты осадка.

Фильтрование при постоянных разности давлений и скорости осуществляется при прохождении чистой жидкости в процессе промывки осадка на фильтре способом вытеснения.

Для расчета объема промывной жидкости, подаваемой на фильтр при $w = \text{const}$ и $\Delta p = \text{const}$, из уравнения фильтрования получим

$$V = \frac{\Delta p F \tau}{\mu(r_0 h_o + R_{\phi n})}. \quad (1.17)$$

Это уравнение применимо для сжимаемых и несжимаемых осадков, поскольку в процессе фильтрования $\Delta p = \text{const}$.

1.7. Разделение под действием центробежной силы. Разделение в электрической поле

Осаждение под действием центробежной силы. Осаждение в поле центробежных сил применяют для ускорения процесса разделения суспензий, эмульсий и дымов.

Для осуществления этого процесса к осаждаемым частицам необходимо приложить центробежные силы, что достигается введением разделяемого потока в поле центробежных сил.

Сущность процесса осаждения под действием центробежной силы заключается в том, что во вращающемся потоке на взвешенную частицу действует центробежная сила, направляющая ее к периферии от центра по радиусу со скоростью, равной скорости осаждения W_0 .

Величина возникающей центробежной силы:

$$G_{ц} = \frac{mw^2}{r}; \rightarrow G_{ц} = \frac{m\omega^2 r^2}{r} = m\omega^2 r;$$

$$\frac{G_{ц}}{m} = \omega^2 r; \rightarrow \frac{mg}{m} = \omega^2 r; \rightarrow g = \omega^2 r,$$

где m – масса частицы, кг; r – радиус вращения частицы, м; $w = \omega r$ – скорость вращения частицы, м/с; ω – угловая скорость, 1/с.

В условиях центробежной силы уравнение Стокса принимает вид

$$w_0 = \frac{gd^2(\rho_q - \rho_c)}{18\mu} \rightarrow w_{ц} = \frac{gd^2(\rho_q - \rho_c)\omega^2 r}{18\mu},$$

Однако здесь величина g намного меньше чем $\omega^2 r$, поэтому можно ее пренебрегать

$$w_{ц} = \frac{d^2(\rho_q - \rho_c)\omega^2 r}{18\mu}. \quad (1.18)$$

Фильтрация под действием центробежной силы. С целью интенсификации фильтрации движущая сила процесса может быть значительно увеличена за счет помещения разделяемой неоднородной системы в поле центробежных сил. Фильтрация под действием центробежной силы проводится на фильтрующих центрифугах и называется центробежным фильтрованием. Барабаны центрифуг с перфорированной стенкой выкладываются изнутри мягким материалом, который выполняет роль фильтровальной перегородки. Под действием центробежной силы в массе фильтруемой суспензии развивается давление, обеспечивающее фильтрацию суспензии. В результате происходит отложение осадка на внутренней поверхности барабана и удаление осветленной жидкости через фильтрующую перегородку и отверстия в барабане.

Разность давлений, необходимая для процесса фильтрации, создается за счет центробежной силы, развиваемой при вращении барабана

$$\Delta p = \frac{\omega^2 \rho R_2^2}{4} \quad (1.19)$$

Чтобы определить скорость фильтрации в центрифуге уравнение (1.19) решаем совместно с основным уравнением фильтраций

$$w_\phi = \frac{1}{F} \frac{dV}{d\tau} = \frac{\omega^2 \rho (R_2^2 - R_1^2)}{2 \left(R_{\phi n} + \frac{r_0 x_0}{F} V \right)} \quad (1.20)$$

Осаждение в электрическом поле. Аппараты, в которых осуществляют электрическую очистку газов, получили название электрофильтров. Для создания неоднородного электрического поля в них коронирующие электроды выполняют в виде проволоки круглого или звездообразного сечения, а осадительные – в виде пластин специального профиля либо трубы круглого или шестиугольного сечения. По виду осадительного электрода промышленные электрофильтры подразделяются на трубчатые

и пластинчатые. Помимо этого, они делятся на сухие (для очистки сухих газов) и мокрые – для очистки газов, увлажненных в результате конденсации паров (которые в них содержатся), а также для осаждения капель из тумана.

Физическая сущность электроосаждения состоит в следующем. Загрязненный газ через газоход попадает внутрь аппарата и равномерно распределяется между трубчатыми (пластинчатыми) элементами, где происходит ионизация. Частицы пыли получают электрический заряд и направляются к осадительному элементу. На заземленном трубчатом элементе частицы теряют заряд и оседают, а затем ссыпаются в нижний бункер аппарата и удаляются из него через пылевые затворы. Очищенный газ выходит через газоход в атмосферу.

Сила воздействия $F_{\text{э}}$ электрического поля на заряженную частицу определяется размером заряда пластины $q = n \cdot e_0$ (n – число зарядов, полученных частицей; $e_0 = 4,8 \cdot 10^{-10}$ эл. ст. ед. – значение элементарного заряда) и напряженностью электрического поля в данной точке E_x (x – расстояние от коронирующего электрода)

$$F_{\text{э}} = q \cdot E_x = n \cdot e_0 \cdot E_x. \quad (1.21)$$

Осаждаемые под действием электрического поля частицы движутся с малой скоростью, поэтому при определении w_o применяется уравнение Стокса.

$$w_o = \frac{gd^2(\rho_q - \rho_c)}{18\mu},$$

Пренебрегая величиной ρ_o как значительно меньшей по сравнению ρ_K , представим это соотношение в следующем виде:

$$w_o = \frac{\pi d^3 \rho_q g}{6} \cdot \frac{1}{3\pi d \mu}.$$

Первая дробь в правой части соотношения выражает силу тяжести, действующую на шарообразную частицу

$$G_q = \frac{\pi d^3 \rho_q g}{6}.$$

При определении скорости осаждения под действием электрического поля силу тяжести нужно заменить силой, с которой на заряженную частицу действует электрическое поле. Используя выражение (1.21) находим

$$w_{\vartheta} = \frac{ne_0 E_x}{3\pi d \mu}. \quad (1.22)$$

1.8. Перемешивание в жидкой среде. Виды перемешивания

Наибольшее распространение в промышленности получили следующие способы перемешивания:

- механическое перемешивание – различными мешалками с вращательным их движением;
- пневматическое перемешивание – барботаж газов или пара через жидкую среду;
- циркуляционное перемешивание – многократное прокачивание жидкости (газа) через рабочую зону с помощью насосов или вентиляторов.

Механическое перемешивание. При механическом перемешивании интенсивность движения сред в аппарате обеспечивается специальными перемешивающими устройствами, получающими вращательное или более сложное движение от внешнего привода.

Аппараты для механического перемешивания называются мешалками, основными узлами которых являются корпус, привод и перемешивающие устройства. Перемешивающие устройства имеют разнообразную геометрическую форму, соответственно которой и различают лопастные, пропеллерные и турбинные.

Производительность мешалки определяется объемным расходом жидкости ($\text{м}^3/\text{с}$), уходящей из каналов между лопастями мешалки

$$V = w_r \cdot \pi dh, \quad (1.23)$$

где w_r – радиальная скорость жидкости, м/с; d – диаметр лопастей, м; h – ширина лопасти, м.

Пневматическое перемешивание. Этот способ перемешивания осуществляется путем пропускания газа через слой перемешиваемой жидкости. Сжатый газ (обычно воздух) поступает в аппарат, наполненный жидкостью. В нижней части аппарата установлен барботер, представляющий собой перфорированные трубы и обеспечивающий равномерное распределение газа по площади поперечного сечения аппарата.

Интенсивность перемешивания определяется скоростью газа, отнесенной к площади свободного сечения аппарата.

Пневматическим перемешиванием пользуются в тех случаях, когда допускается контакт с газом перемешиваемой жидкости.

Циркуляционное перемешивание. Циркуляционное перемешивание производится многократным прокачиванием жидкости через систему аппарат – насос – аппарат.

Перемешивание в трубопроводах. Этот способ перемешивания является простейшим способом перемешивания жидкостей, применяемым при транспортировании их по трубопроводам. Перемешивание в трубопроводе происходит под действием турбулентных пульсаций. Этим способом перемешивания пользуются при условии, что течение турбулентно и трубопровод имеет длину, достаточную для обеспечения заданного времени пребывания жидкости в трубопроводе. Часто для улучшения перемешивания жидкостей в трубопровод помещают специальные вставки, винтовые насадки и инжекторы.

Насосы. Основные параметры насосов. Насосы – это машины, в которых производится преобразование механической энергии привода в гидравлическую энергию перекачиваемой жидкости, в результате чего происходит ее перемещение.

Основными параметрами насоса, по которым выбирают из каталогов завода-изготовителя насос любого типа, являются производительность, напор и мощность.

Производительность или подача, Q (м³/ч), определяется объемом жидкости, подаваемой насосом в нагнетательный трубопровод за единицу времени и находится для двух групп насосов по-разному: для динамической – опытными исследованиями; для объемных – по конструктивным размерам.

Напор – H (метры перекачиваемой жидкости) характеризует удельную энергию, которая сообщается насосом единице веса перекачиваемой жидкости. Сообщаемая жидкости энергия необходима для покрытия всех затрат, возникающих при движении по трубопроводной сети из одного аппарата в другой. Поэтому создаваемый напор определяется размерами трубопроводной сети, наличием запорной арматуры и другими устройствами.

Разность между напорами в нагнетаемой и всасывающей линиям и создает собственно насос. Формула расчета создаваемого напора

$$H = H_0 + \frac{w_H^2 - w_{BC}^2}{2g} + \frac{P_H - P_{BC}}{\rho g}, \quad (1.24)$$

где P_H – давление в нагнетательном трубопроводе на выходе жидкости из насоса, Па; P_{BC} – давление во всасывающем трубопроводе на входе жидкости в насос, Па; H_0 – вертикальное расстояние между точками измерения давлений P_H и P_{BC} , м; w_H – скорость жидкости в нагнетательном трубопроводе, м/с; w_{BC} – скорость жидкости во всасывающем трубопроводе, м/с.

Обычно диаметры всасывающего и нагнетательного патрубков одинаковы, а, значит, $w_H = w_{BC}$. В связи с этим уравнение (8.6) упростится

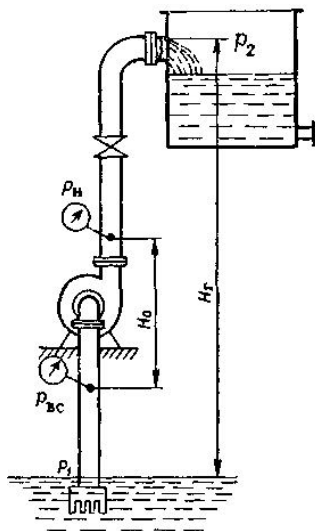
$$H = h + \frac{P_H - P_{BC}}{\rho g}. \quad (1.25)$$

Этот же полный напор H может быть рассчитан и по другому уравнению

$$H = H_\Gamma + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + h_\Pi. \quad (1.26)$$

Здесь H – полный напор, развиваемый насосом, в метрах столба перекачиваемой жидкости; P_2 и P_1 – давления в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания, Па; ρ – плотность перекачиваемой жидкости, кг/м³; H_Γ – геометри-

ческая высота подъема жидкости, м; $h_{\text{Д}}$ – напор, затрачиваемый на создание скорости и на преодоление трения и всех местных сопротивлений во всасывающей и нагнетательной линиях, м; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения.



Из уравнения (1.26) следует, что напор насоса равен сумме трех слагаемых: геометрической высоте подъема жидкости, преодолению разности давлений в напорной и приемной емкостях и общему гидравлическому сопротивлению во всасывающем и нагнетательном патрубках (рис. 1.2).

Как правило, уравнением (1.26) пользуются при подборе насосов для технологических установок. Уравнения (1.24) и (1.25) используют для расчетов напора при проектировании насосов.

Мощность N (в кВт), потребляемая двигателем насоса

Рис. 1.2. Схема установки центробежного насоса

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta}. \quad (1.27)$$

где Q – объемная производительность (подача) насоса, $\text{м}^3/\text{с}$; ρ – плотность перекачиваемой жидкости, кг/м^3 ; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения; H – полный напор, развиваемый насосом, в метрах столба перекачиваемой жидкости; η – к. п. д. насосной установки.

С запасом на возможные перегрузки двигатель к насосу устанавливается несколько большей мощности $N_{\text{уст}}$, чем потребляемая мощность:

$$N_{\text{уст}} = N \cdot \beta,$$

где β – коэффициент запаса мощности.

2. ПРОЦЕССЫ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

2.1. Теплопроводность

Перенос теплоты, происходящий между телами с различной температурой, носит название теплообмена. В соответствии со вторым законом термодинамики перенос тепла самопроизвольно происходит от тела с более высокой температурой к телу с меньшей температурой. Таким образом, причиной направленного теплопереноса является разность температур – температурный напор, который является движущей силой переноса тепла. При выравнивании температур наступает равновесие.

Тела, участвующие в переносе тепла, называют теплоносителями.

Перенос теплоты может осуществляться различными способами. В зависимости от механизма различают три способа теплопереноса: теплопроводность, конвекция и излучение.

Теплопроводность – это перенос тепла при непосредственном соприкосновении тел с различной температурой, когда перенос энергии осуществляется микрочастицами за счет их «теплого» движения. В чистом виде теплопроводность наблюдается в твердых телах, а в жидкостях и газах – лишь в неподвижных средах. При этом в жидкостях и твердых телах (диэлектриках) перенос энергии осуществляется путем упругих волн, в газах – путем диффузии атомов или молекул, а в металлах, путем диффузии свободных электронов.

Конвективный перенос теплоты обусловлен массовым движением макрочастиц среды – теплота переносится движущейся средой. Такой способ теплопереноса возможен лишь в жидкостях и газах, при этом всегда сопровождается теплообменом между частицами посредством теплопроводности. В свою очередь, конвекция бывает свободной и вынужденной. Свободная конвекция происходит в результате разности плотностей жидкости или газа в различных точках занимаемого ими объема вследствие разных температур, вынужденная – когда перемещение частиц жидкости или газа происходит под действием внешних сил (с помощью насосов, компрессоров).

Тепловое излучение – это перенос энергии в форме электро-магнитных колебаний, сопровождаемый переходом лучистой энергии в тепловую и наоборот. Этот вид переноса тепла имеет место между телами любого агрегатного состояния независимо от того, удалены ли они друг от друга или соприкасаются между собой.

В реальных условиях теплота чаще всего передается одновременно двумя или даже тремя способами. Однако обычно преимущественное значение имеет какой-нибудь один способ.

Наиболее распространенным случаем в практике является перенос тепла от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку. Такой вид теплообмена называют теплопередачей. Процесс теплопередачи включает три стадии: 1) перенос теплоты средой, имеющей более высокую температуру, стенке; 2) перенос теплоты в стенке; 3) перенос теплоты от нагретой стенки к среде с более низкой температурой. Перенос теплоты в стенке происходит путем теплопроводности. Передача теплоты от теплоносителя к стенке и от нагретой стенки к более холодной среде называют теплоотдачей.

От количества передаваемого тепла зависят размеры теплообменного аппарата. Основным размером теплообменного аппарата является теплопередающая поверхность (поверхность теплообмена).

Связь между количеством передаваемого тепла в аппарате и поверхностью теплообмена определяется основным кинетическим уравнением процесса теплообмена, называемые основным уравнением теплопередачи

$$d^2Q = K \Delta t dF d\tau, \quad (2.1)$$

где d^2Q – тепловой поток, Вт; K – коэффициент теплопередачи, Вт/м²К; Δt – разность температур между теплоносителями, °С; dF – поверхность теплопередачи, м²; $d\tau$ – продолжительность теплопередачи, с.

Передача тепла теплопроводностью. Закон Фурье. Основным законом передачи тепла теплопроводностью является закон Фурье, согласно которому количество тепла dQ , передаваемого

теплопроводностью, пропорционально градиенту температуры $\partial t / \partial n$, времени $d\tau$ и площади сечения dF , перпендикулярного направлению теплового потока:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau \quad (2.2)$$

Знак минус указывает на то, что тепло перемещается в сторону падения температур, т. е. в обратную сторону направления температурного градиента.

Коэффициент пропорциональности λ в этом уравнении называется коэффициентом теплопроводности. Этот коэффициент характеризует способность тел проводить тепло.

Коэффициент теплопроводности показывает, какое количество тепла проходит вследствие теплопроводности через 1 м^2 поверхности в единицу времени при разности температур 1 К , проходящей на 1 м длины нормали к изотермической поверхности.

Дифференциальное уравнение теплопроводности Фурье. Процесс распространения тепла теплопроводностью может быть описан дифференциальным уравнением, полученным на основе закона сохранения энергии, в предположении неизменности физических свойств тела по направлениям и во времени ($\rho, c, \lambda = \text{const}$).

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (2.3)$$

или в сокращенной записи

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t. \quad (2.4)$$

где $a = \frac{\lambda}{c\rho}$ – коэффициент температуропроводности, $\text{м}^2/\text{с}$.

Этот коэффициент характеризует теплоинерционные свой-

ства веществ: при прочих равных условиях быстрее нагревается или охлаждается то тело, которое обладает большим коэффициентом температуропроводности.

При установившемся процессе теплопроводности $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$, тогда (2.3) уравнение будет

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = 0. \quad (2.5)$$

(2.5) уравнение является дифференциальным уравнением теплопроводности Фурье при установившемся процессе.

Таким образом, дифференциальное уравнение теплопроводности дает возможность решать задачи как при установившемся, так и при неустановившемся тепловом потоке.

Поверхность теплообмена теплообменных аппаратов имеют плоские, цилиндрические и сферические формы. Поэтому большое практическое значение имеет расчет этих геометрических поверхностей.

2.2. Конвективный теплообмен

Под конвективным теплообменом понимается процесс распространения тепла в жидкости или газе от поверхности твердого тела или к его поверхности одновременно конвекцией и теплопроводностью.

Теплоотдача. Закон Ньютона. Количество тепла, передаваемого от поверхности теплообмена теплоносителю (или от теплоносителя к теплообменной поверхности), прямо пропорционально поверхности теплообмена, разности температур поверхности и теплоносителя и времени, в течение которого осуществляется теплообмен:

$$dQ = \alpha(T_{cm} - T_{жс})dF d\tau. \quad (2.6)$$

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

Коэффициент теплоотдачи показывает, какое количество теп-

ла передается от поверхности теплообмена в 1 м^2 к теплоносителю или наоборот от теплоносителя к поверхности теплообмена в единицу времени при разности температур равной одному градусу.

Коэффициент теплоотдачи представляет собой функцию многих переменных определяющих $\alpha = f(w, \mu, \rho, c_p, \lambda, \beta, d, L, \varepsilon)$.

Вследствие сложной зависимости коэффициента теплоотдачи от большого числа факторов невозможно получить уравнение для расчета коэффициента теплоотдачи, пригодное для всех случаев теплоотдачи. Поэтому для вычисления коэффициентов теплоотдачи используются уравнения подобия.

Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена. При конвективном теплообмене тепло распространяется в жидкости одновременно с теплопроводностью и конвекцией.

Дифференциальное уравнение конвективного переноса тепла Фурье – Кирхгофа

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right). \quad (2.7)$$

Уравнение описывает распространение тепла в движущейся среде.

Для твердого тела $w_x=w_y=w_z=0$, поэтому уравнение превращается в дифференциальное уравнение теплопроводности.

В стационарном теплообмене $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$.

Подобие процессов теплообмена. Для непосредственного вычисления коэффициентов теплоотдачи используются уравнения подобия, полученные из дифференциальных уравнений конвективного теплообмена.

Безразмерный критерий

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda},$$

называется критерием Нуссельта. Равенство критериев Нуссельта характеризует подобие процессов теплопереноса на границе между стенкой и потоком жидкости. В критерий Нуссельта входит опре-

деляемая в задачах конвективного теплообмена величина α ,

$$Fo = \frac{\alpha \tau}{l^2}.$$

Критерий Фурье аналогичен критерию гомохронности при гидродинамическом подобии.

Критерий Пекле является мерой отношения между теплом, переносимым конвекцией, и теплопроводностью при конвективном теплообмене.

Критерий Пекле обычно представляют в виде произведения двух критериев подобия Рейнольдса и Прандтля

$$Pe = \frac{wl}{\nu} \cdot \frac{\nu}{a} = Re Pr.$$

Критерий Прандтля характеризует поле теплофизических величин в потоке жидкости

$$Pr = \frac{Pe}{Re} = \frac{\nu}{a}.$$

В случаях, когда теплообмен происходит в результате естественной конвекции, обусловленной разностью плотностей жидкости в различных точках системы, процесс характеризуется значением критерия Архимеда:

$$Ar = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_0 - \rho}{\rho},$$

где ρ_0 , ρ – плотности холодной и нагретой жидкости.

Поскольку в тепловых процессах разность плотностей в различных точках системы обуславливается разностью температур ΔT нагретой и холодной жидкостей, комплекс $(\rho_0 - \rho) / \rho$ в критерии Архимеда заменяется произведением $\beta \Delta T$, в результате получают новый критерий, называемый критерием Грасгофа

$$Gr = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \beta \Delta T.$$

Критерий Грасгофа характеризует гидродинамический режим потока жидкости в условиях естественной конвекции, происходящей под влиянием разности плотностей холодной и нагретой жидкостей.

Полученные числа подобия позволяют получить уравнение подобия конвективного переноса тепла

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, Fo).$$

При рассмотрении конкретных задач теплообмена уравнение может быть упрощено. При стационарном процессе исключается критерий Fo :

$$Nu = f(Re, Gr, Pr).$$

При вынужденном движении теплоносителя, когда естественной конвекцией можно пренебречь, из уравнения исключается критерий Gr :

$$Nu = f(Re, Pr) \quad \text{или} \quad Nu = A Re^n Pr^m, \quad (2.8)$$

где A , n , m – коэффициенты определяемые опытным путем.

В условиях естественной конвекции из уравнения подобия исключается критерий Re :

$$Nu = f(Gr, Pr) \quad \text{или} \quad Nu = A Gr^n Pr^m. \quad (2.9)$$

При решении конкретных задач по вычисленному критерию Нуссельта из соответствующего уравнения подобия определяется коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{l}. \quad (2.10)$$

Теплоотдача при свободном движении жидкости. Свободное движение жидкости происходит под действием разности плотностей нагретых и холодных частей жидкости. Эта разность температур зависит от разности температур теплообменной поверхности и жидкости. Форма поверхности имеет второстепенное значение, поэтому уравнение подобия для естественной конвекции имеет вид

$$Nu = c(Gr Pr)^m. \quad (2.11)$$

Константы c и m зависят от режима движения жидкости, т. е. от произведения $Gr Pr$:

для ламинарного режима ($Gr Pr < 5 \cdot 10^2$) $c=1,18$, $m=0,125$;

для переходного режима ($5 \cdot 10^2 < Gr Pr < 2 \cdot 10^7$) $c=0,54$, $m=0,25$;

для турбулентного режима ($Gr Pr > 2 \cdot 10^7$) $c=0,135$, $m=0,33$.

В качестве определяющих геометрических размеров при вычислении чисел Грасгофа приняты: для цилиндрических или сферических тел – диаметр; для плоских поверхностей – высота.

В качестве определяющей температуры, т. е. температуры, при которой вычисляются значения физических параметров, входящих в критерии подобия, принята средняя температура пограничного слоя, равная $0,5(T_{cm} + T_{жс})$.

Теплоотдача при вынужденном движении жидкости. Интенсивность теплоотдачи при вынужденном движении жидкостей в первую очередь зависит от режима течения жидкости. Соответственно этому рассматривается теплоотдача в условиях установившегося турбулентного, ламинарного и переходного режимов течения жидкости.

В условиях ламинарного течения ($Re < 2300$) теплоотдача определяется как вынужденным, так и свободным движением жидкости.

$$Nu=0,43Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} (Pr/Pr_{cm})^{0,25}. \quad (2.12)$$

Теплоотдача при переходном (неустойчиво турбулентном) режиме, соответствующем значениям критерия Рейнольдса $2300 < Re_{ж} < 10^4$, приближенно может быть рассчитана по уравнению

$$Nu = 0,008 Re_{ж}^{0,9} Pr_{ж}^{0,43} \quad (2.13)$$

В условиях установившегося турбулентного течения ($Re > 10000$) теплоотдача зависит от характера движения и свойств жидкости

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{cm})^{0,25}. \quad (2.14)$$

Теплоотдача при изменении агрегатного состояния. Достаточно часто в процессе теплообмена нагреваемые или охлаждаемые вещества изменяют агрегатное состояние: испаряются, конденсируются, плавятся или кристаллизуются. Особенности процессов теплообмена состоят в том, что тепло к ним подводится или отводится при постоянной температуре и распространяется не в одной, а в двух фазах. Эти особенности могут быть учтены путем введения в уравнения подобия конвективного переноса тепла дополнительного критерия подобия, учитывающего теплоту изменения агрегатного состояния.

$$K = \frac{r}{c\Delta T}.$$

где K – парообразования или теплота конденсации; c – теплоемкость конденсата; r - теплота парообразования.

Величина ΔT представляет собой разность между температурой фазового превращения и температурой одной из фаз, а произведение $c\Delta T$ представляет собой теплоту перегрева или переохлаждения рассматриваемой зоны относительно температуры фазового превращения.

2.3. Тепловое излучение

Если на поверхность тела попадает лучистая энергия в количестве Q , то в общем случае телом поглощается только часть ее

Q_A с последующим превращением в тепловую энергию. Часть лучистой энергии Q_R отражается от поверхности тела, а часть Q_D проходит сквозь него. Очевидно, что

$$Q = Q_A + Q_R + Q_D ;$$

$$1 / Q = 1 / Q_A + 1 / Q_R + 1 / Q_D .$$

Первое слагаемое равенства характеризует поглощательную способность тела, второе – отражательную, третье – пропускательную.

В пределе каждое из слагаемых может быть равно единице, если каждое из оставшихся двух равно нулю.

При $1 / Q_A = 1$ и соответственно $1 / Q_R = 0$ и $1 / Q_D = 0$ тело полностью поглощает все падающие на него лучи. Такие тела называются абсолютно черными.

При $1 / Q_R = 1$, $1 / Q_A = 0$ и $1 / Q_D = 0$ тело отражает все падающие на него лучи. Такие тела называются абсолютно белыми.

При $1 / Q_D = 0$, $1 / Q_A = 0$ и $1 / Q_R = 0$ тело пропускает все падающие лучи. Такие тела называются абсолютно прозрачными или диатермичными.

Тела, которые поглощают, отражают и пропускают ту или иную часть падающих на них лучей, называются серыми телами.

Закон Стефана-Больцмана: лучеиспускательная способность абсолютно черного тела пропорциональна четвертой степени абсолютной температуры его поверхности.

$$E = K_0 T^4 , \quad (2.15)$$

где $K_0 = 5,67 \cdot 10^{-8}$ Вт/(м²К⁴) – константа лучеиспускания абсолютно черного тела.

При проведении технических расчетов приведенную зависимость для удобства используют в несколько ином виде

$$E = C_0 (T / 100)^4 , \quad (2.16)$$

где $C_0 = K_0 \cdot 10^8$ Вт/(м²К⁴) – коэффициент лучеиспускания абсолютно черного тела.

Закон Стефана-Больцмана применим также к серым телам

$$E = \varepsilon \cdot C_0 (T / 100)^4, \quad (2.17)$$

где $\varepsilon = C / C_0$ – относительный коэффициент лучеиспускания, или степень черноты серого тела; C – коэффициент лучеиспускания серого тела.

Для серых тел необходимо знать зависимость между их излучательной и поглощательной способностью.

Закон Кирхгофа: отношение лучеиспускательной способности тел к их поглощательной способности для всех тел одинаково, равно лучеиспускательной способности абсолютно черного тела при той же температуре и зависит только от температуры

$$E_0 = \frac{E}{A}, \quad (2.18)$$

где E_0 – лучеиспускательная способность абсолютно черного тела; E – лучеиспускательная способность серого тела; A – поглощательная способность серого тела.

Взаимное излучение двух твердых тел. Количество тепла, передаваемое излучением от более нагретого твердого тела менее нагретому, определяется по уравнению

$$Q = C_{1-2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] F, \quad (2.19)$$

где C_{1-2} – коэффициент взаимного излучения.

$$C_{1-2} = \varepsilon_{np} C_0,$$

где ε_{np} – приведенная степень черноты.

Сложный теплообмен. В тепловых процессах в большинстве случаев распространение тепла осуществляется одновременно теплопроводностью, конвекцией и тепловым излучением. Такой вид процесса, как было сказано выше, называется сложным теплообменом.

Общее количество тепла, отдаваемое стенкой

$$Q = Q_{\kappa} + Q_u = (\alpha + \alpha_u)(T_{ct} - T_{жс})F \quad (2.20)$$

или

$$Q = \alpha^* (T_{ct} - T_{жс})F,$$

где α^* – приведенный коэффициент теплоотдачи, учитывающий одновременно конвективный теплообмен и теплообмен излучением.

2.4. Теплопередача

Одним из наиболее распространенных на практике видов сложного теплообмена является перенос тепла от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку. В этом случае тепло от одного теплоносителя к стенке и от стенки к другому теплоносителю передается конвекцией (теплоотдачей), а через стенку – теплопроводностью. Такой способ переноса тепла получил название теплопередачи, а стенка – поверхности теплопередачи.

Количество тепла, передаваемое от одного теплоносителя к другому через стенку, определяется основным уравнением теплопередачи:

$$Q = K \Delta t F \tau, \quad (2.21)$$

где K – коэффициент теплопередачи, Вт/м²К.

Коэффициент теплопередачи определяет количество тепла, которое передается от одного теплоносителя к другому в единицу времени через разделяющую их стенку площадью 1 м² при разности температур между теплоносителями 1 градус.

Выражение коэффициента теплопередачи через плоскую стенку

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (2.22)$$

где $\delta_{\text{ст}}$ – толщина плоской стенки, м; $\lambda_{\text{ст}}$ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К); α_1 – коэффициент теплоотдачи теплоносителя с высокой температурой, Вт/(м²·К); α_2 – коэффициент теплоотдачи теплоносителя с меньшей температурой, Вт/(м²·К).

Выражение коэффициента теплопередачи через многослойную стенку

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_{\text{ст}i}}{\lambda_{\text{ст}i}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (2.23)$$

где i – порядковый номер слоя; n – общее количество слоев.

Обычно при теплопередаче через цилиндрическую стенку определяют количество тепла, передаваемое через единицу длины трубы ($L = 1$), и уравнение теплопередачи представляют в виде

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}}, \quad (2.24)$$

где K_L – линейный коэффициент теплопередачи (Вт/м·К); d_1 и d_2 – внутренний и наружный диаметры трубы.

Для многослойной плоской стенки коэффициент теплопередачи для многослойной цилиндрической стенки

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_{\text{ст}i}} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_{n+1}}}. \quad (2.25)$$

Средняя движущая сила теплопередачи. Движущей силой теплопередачи является разность температур теплоносителей, при наличии которой тепло переходит от теплоносителя с большей температурой к теплоносителю с меньшей температурой.

Различают следующие основные схемы взаимного движения теплоносителей относительно поверхности теплообмена: прямоток или параллельный ток – оба потока движутся в одном направлении; противоток – теплообменивающиеся потоки движутся в противоположных направлениях; перекрестный ток, при котором потоки движутся взаимно перпендикулярно; смешанный ток, при котором имеют место вышеупомянутые схемы одновременно в различных частях теплообменного аппарата.

Средняя разность температур при прямоточном и при противоточном движении

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\text{г}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{г}}}{\Delta t_{\text{м}}}}. \quad (2.26)$$

При небольших изменениях температур теплоносителей, когда $\Delta t_{\text{г}}/\Delta t_{\text{м}} \leq 2$, среднюю разность температур вычисляют как среднеарифметическую

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\text{г}} + \Delta t_{\text{м}}}{2},$$

т. к. ошибка в этом случае не превышает 4 %.

Противоток является наиболее совершенной схемой теплопередачи, т. к. позволяет получить наибольшую разность температур по сравнению с разностью при других схемах теплопередачи. Кроме того, при противотоке температура нагреваемого потока может значительно превышать конечную температуру нагревающего потока.

2.5. Выпаривание

Выпариванием называется процесс концентрирования растворов нелетучих или малолетучих веществ путем испарения растворителя из раствора при его кипении.

Процесс выпаривания является одним из наиболее распространенных способов производства целевых продуктов в химической и смежных с ней отраслях промышленности. Выпариванию подвергают растворы твердых веществ, а также высококипящие жидкости, обладающие при температуре выпаривания весьма малым давлением насыщенного пара. Выпаривание иногда применяют для выделения растворителя в чистом виде, например, при опреснении морской воды или при дистиллировании воды.

При выпаривании обычно осуществляют частичное удаление растворителя из всего объема раствора при его температуре кипения. Этим выпаривание принципиально отличается от испарения, которое происходит с поверхности раствора при любых температурах. Во многих случаях выпаривание сопровождается кристаллизацией растворенных солей из растворов при достижении раствором пересыщенного состояния.

Наиболее распространенным теплоносителем при выпаривании является насыщенный водяной пар, который называют греющим или первичным. Пар, образующийся при кипении раствора, называют вторичным или соковым.

Наиболее распространенным является выпаривание под давлением выше атмосферного, когда вторичный пар используют как для обогрева других выпарных аппаратов, так и для различных технологических нужд.

Выпаривание обычно осуществляют в непрерывно действующих многокорпусных выпарных установках, состоящих из нескольких выпарных аппаратов (корпусов), в которых вторичный пар каждого предыдущего корпуса является греющим паром для последующего корпуса. В многокорпусных выпарных установках первичным паром обогревают только первый корпус, вследствие чего обеспечивается значительная экономия первичного пара.

Материальный баланс простого выпаривания. Процесс проводят в однокорпусном выпарном аппарате. Рассматриваем непрерывный процесс.

Материальный баланс простого выпаривания можно выразить следующими уравнениями:

$$G_H = G_K + W ;$$

$$G_H x_H = G_K x_K + W .$$

где G_H – начальное количество раствора, кг/с; G_K – выпаренное количество раствора, кг/с; w – количество выпаренного растворителя, кг/с; x_H , x_K – начальная и конечная концентрация раствора, моль.доля.

Из этих уравнений обычно определяется количество выпариваемого растворителя

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

и концентрация упаренного раствора

$$x_K = G_H \left(\frac{x_H}{G_H - W} \right) .$$

Тепловой баланс простого выпаривания. Тепловой баланс простого выпаривания можно выразить следующим равенством, откуда получим выражение для вычисления

$$D = G_H \frac{c_K t_H - G_H t_K + x_K \Delta q}{H - H_K} + W \frac{H_{Bn} - c_H t_H}{H - H_K} + \frac{Q_n}{H - H_K} ,$$

где D – расход первичного пара на выпаривание, кг/ч; H – энтальпия первичного пара, кДж/кг; H_{Bn} – энтальпия вторичного пара, кДж/кг; H_K – энтальпия конденсата, кДж/кг; Δq – теплота разбавления раствора при разбавлений раствора от x_K до x_H , кДж/кг; Q_n – потерь тепла в окружающую среду, кДж/кг; c_H и c_K – теплоемкости начального и конечного значения раствора.

Из полученного равенства следует, что пар в процессе вы-

паривания расходуется на нагрев раствора до температуры кипения, образования вторичных паров, компенсации потерь тепла с концентрированием нелетучего компонента и потерь в окружающую среду.

Поверхность нагрева выпарного аппарата определяется по основному уравнению теплопередачи

$$F = Q / (k\Delta T) = D(H - H_k) / (k\Delta T). \quad (2.27)$$

Полезная разность температур – разность между температурой греющего пара и температурой кипения – определяется по общей разности и температурным потерям. В свою очередь, общей разностью температур в выпарных установках называют разность между температурами греющего и вторичного пара

$$\Delta T_{\text{общ}} = T - T_{\text{конд}}.$$

Полезная разность температур меньше общей разности температур на величину температурных потерь

$$\Delta T = \Delta T_{\text{общ}} - \sum \Delta_i.$$

Сумма температурных потерь равна

$$\sum \Delta_i = \Delta_e + \Delta_o + \Delta_n.$$

где $\Delta_e = T_e - T$ температурные потери за счет гидростатического эффекта; Δ_o – температурная депрессия определяется разностью температур кипения концентрированного раствора и чистого растворителя; Δ_n – температурные потери, связанные с гидравлическими потерями при движении вторичного пара на выходе из корпуса выпарного аппарата.

Множественная выпаривания. При многократном выпаривании в качестве греющего источника для последующих корпусов вы-

парной установки используют вторичный пар из предыдущего корпуса. Этим достигается значительная экономия тепла. Проведение такого процесса возможно при применении греющего пара высокого давления либо вакуумирования последующих корпусов. В связи с тем, что установки для многократного выпаривания имеют несколько корпусов, их называют многокорпусными.

Выпаривание с применением теплового насоса основано на возможности использования вторичного пара для испарения растворителя в том же аппарате. При этом температуру вторичного пара необходимо повысить до температуры греющего путем сжатия его компрессором или паровым инжектором. В этом случае вторичный пар поступает из выпарного аппарата в компрессор или инжектор, сжимается до давления, соответствующего температуре греющего пара, и вводится опять в греющую камеру выпарного аппарата.

2.6. Процессы нагревания, охлаждения и конденсации

Процессы нагревания широко применяются в химической технологии для ускорения многих массообменных процессов и химических превращений. Наиболее широкое распространение получили методы нагревания водяным паром, топочными газами, промежуточными теплоносителями, электрическим током.

Нагревание водяным паром. Для этих целей используют преимущественно насыщенный и перегретый водяной пар давлением до 1,2 МПа. Использование пара более высокого давления экономически неоправданно. В соответствии с давлением нагревание паром ограничено температурой 190 °С. В процессе нагревания перегретый пар охлаждается и конденсируется.

Широкому распространению нагревания водяным паром способствуют следующие достоинства этого метода:

- высокая удельная теплота парообразования (конденсации) насыщенного водяного пара 1990–2260 кДж/кг;
- высокий коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара 5000–18000 Вт/(м²К);
- равномерность обогрева поверхности, т. к. конденсация происходит при постоянной температуре.

Различают два способа нагревания «острым» и «глухим»

водяным паром. При нагревании острым паром водяной пар вводится непосредственно в нагреваемую жидкость, конденсируется с отдачей тепла, конденсат при этом смешивается с нагреваемой жидкостью.

При обогреве «острым» паром происходит разбавление нагреваемой жидкости конденсатом – водой. Этот способ применяют для нагревания воды и водных растворов.

При обогреве «острым» паром происходит неизбежное разбавление нагреваемой жидкости конденсатом – водой. Обычно этот способ применяют для нагревания воды и водных растворов.

Нагревание «глухим» водяным паром производят тогда, когда нельзя разбавлять нагреваемую жидкость образующимся конденсатом. В этом случае обогрев происходит через разделяющую их стенку в аппаратах с рубашками, змеевиками и т. п.

Греющий «глухой» пар целиком конденсируется и выводится из парового пространства теплообменного аппарата в виде конденсата. Температура конденсата с достаточной точностью может быть принята равной температуре насыщенного греющего пара. При таком допущении передача тепла происходит при постоянной температуре одного из теплоносителей и взаимное направление движения жидкости и пара не имеет значения. Однако в теплообменный аппарат пар обычно подводят сверху для того, чтобы конденсат мог свободно стекать сверху вниз и удаляться из аппарата.

Для нормальных условий работы теплообменных аппаратов, обогреваемых водяным паром, необходимо непрерывно отводить от них конденсат. При этом нельзя допускать потери несконденсировавшегося пара с уходящим из аппарата конденсатом. Отвод конденсата и неконденсирующихся газов производится с помощью специальных устройств – конденсатоотводчиков. Работа их основана на использовании различия плотностей пара и конденсата.

Нагревание топочными газами. Во многих процессах, протекающих при высоких температурах (до 1000 °С), используется нагревание топочными газами, образующимися при сжигании твердого, жидкого или газообразного топлива в топках или печах различной конструкции.

Основными недостатками дымовых газов являются низкие коэффициенты теплоотдачи и, следовательно, требуемые большие поверхности нагрева, падение температуры в процессе теплообмена, трудность регулирования температуры обогрева. Из-за относительно низкой удельной теплоемкости топочных газов их объемные расходы велики и транспортирование требует значительных затрат. Поэтому топочные газы обычно используют на месте их получения.

Непосредственное нагревание топочными газами осуществляется в трубчатых печах, а также в печах для реакционных котлов или автоклавов.

Нагревание высокотемпературными теплоносителями. Для обогрева аппаратов с рабочими температурами свыше 200 °С применяют высококипящие органические и неорганические теплоносители в жидком и парообразном состояниях при атмосферном или небольших избыточных давлениях. Эти теплоносители сначала нагреваются топочными газами или электрическим током, а затем передают воспринятое тепло нагреваемой среде. Таким образом, они являются промежуточными.

Выбор теплоносителя определяется обеспечением переноса требуемого количества тепла при минимальном расходе энергии, наибольшем коэффициенте теплоотдачи и наименьшем термическом разложении.

В качестве высокотемпературных органических теплоносителей применяют глицерин, этиленгликоль, нафталин и его замещенные, а также некоторые производные ароматических углеводородов.

Для области температур до 360 °С применяется нагрев парами дихлорбензола.

Минеральные масла являются самыми дешевыми, но и наименее термически устойчивыми теплоносителями. Их достоинством является текучесть при температурах ниже 0 °С. Применяют минеральные масла при атмосферном давлении и температурах до 300 °С, а под давлением – и при более высоких температурах (до 350 °С). Однако вблизи температуры вспышки, которая обычно ниже 300 °С, наблюдается их термическое разложение, сопровождающееся отложением кокса на поверхности нагрева и выделением

газообразных веществ. Последние образуют с кислородом воздуха взрывоопасные смеси, а отложение кокса приводит к уменьшению коэффициента теплопередачи.

В качестве неорганических высокотемпературных теплоносителей используют расплавленные соли и жидкие металлы.

Расплавленные соли используются в виде нитрит-нитратной смеси, содержащей 40 % азотистокислого натрия, 7 % азотнокислого и 53 % азотнокислого калия. Эта смесь применяется для нагрева до температур 500–540 °С. Недостатками нитрит-нитратной смеси являются сравнительно высокая температура кристаллизации (142,3 °С), что требует обогрева трубопроводов и арматуры, а также то, что она представляет собой сильный окислитель. Последнее может привести к взрыву.

Ртуть и жидкие металлы (натрий, калий, свинец) являются эффективными теплоносителями при температурах 400–800 °С. Они отличаются большой плотностью, термической стойкостью, хорошей теплопроводностью и высокими коэффициентами теплоотдачи, огне- и взрывобезопасны. Однако они отличаются высокой агрессивностью по отношению к распространенным конструкционным материалам. В связи с этим допускаемые максимальные температуры жидкометаллических теплоносителей диктуются их коррозионным действием. Помимо этого, пары их высокотоксичны, а некоторые из них в смеси с воздухом взрывоопасны. Для безопасной эксплуатации установки с жидкометаллическими теплоносителями должны быть надежно герметизированы, а теплоносители – находиться в среде инертных газов.

Нагревание жидкими промежуточными теплоносителями осуществляется на установках с естественной или принудительной циркуляцией теплоносителя.

Нагревание промежуточными теплоносителями. При нагревании многих материалов с целью сохранения их качества или обеспечения безопасной работы бывает недопустимым даже кратковременный их перегрев. В этих случаях применяют промежуточные теплоносители, которые сначала нагреваются дымовыми газами, а затем передают воспринятое тепло обрабатываемому материалу.

В качестве промежуточных теплоносителей применяют во-

дяной пар, перегретую воду, минеральные масла, высокотемпературные органические теплоносители (ВОТ), расплавленные смеси солей.

Нагревание электрическим током. При необходимости нагрева материалов выше 1000 °С применяют нагревание электрическим током в электропечах. По способу преобразования электрической энергии в тепловую различают электрические печи сопротивления, индукционные и дуговые. Электрические печи сопротивления делятся на печи прямого действия и печи косвенного действия.

В электрических печах прямого действия нагреваемое тело включается непосредственно в электрическую цепь и нагревается при прохождении через него электрического тока.

В электрических печах сопротивления косвенного действия тепло выделяется при прохождении электрического тока по специальным нагревательным элементам. Выделяющееся тепло передается материалам лучеиспусканием, теплопроводностью и конвекцией. В таких печах нагревание осуществляется до температуры 1100 °С.

В электрических индукционных печах нагревание осуществляется индукционными токами. Обогреваемый аппарат является сердечником обмотки, выполненной в виде соленоида, охватывающего аппарат. По соленоиду пропускают переменный ток, при этом вокруг соленоида возникает переменное магнитное поле, которое индуцирует в стенках аппарата электродвижущую силу. Под действием возникающего вторичного тока нагреваются стенки аппарата.

В дуговых печах нагревание материалов до температур 1300-1500°С осуществляется электрической дугой. Электрическая дуга возникает в газообразной среде. В дуговых печах при больших температурных перепадах невозможны равномерный обогрев и точное регулирование температуры.

Процессы охлаждения. При проведении химико-технологических процессов довольно часто появляется необходимость в охлаждении перерабатываемых материалов. Для этих целей наиболее распространены и общедоступны – вода и воздух. В зависимости от времени года и климатических условий охлаждение водой и воздухом осуществляется до 20–30 °С.

В зимний период охлаждение водой и воздухом возможно до более низких температур. Вода, отбираемая из артезианских скважин, имеет температуру 8-12°C.

Охлаждение водой и воздухом производят в теплообменных аппаратах. При этом теплоносители могут быть разделены стенкой, либо контактировать непосредственно друг с другом.

Для охлаждения технологических потоков ниже температуры окружающей среды применяют искусственное охлаждение.

Процессы конденсации. Процессы конденсации получили широкое распространение в химической технологии для сжижения различных веществ за счет отвода от них тепла. Эти процессы осуществляются в аппаратах, называемых конденсаторами.

Различают два вида конденсации – поверхностную и конденсацию смешением. В конденсаторах, обеспечивающих поверхностную конденсацию, конденсирующиеся пары разделены стенкой, и конденсация паров происходит на внутренней или внешней поверхности холодной стенки. В конденсаторах смешения конденсирующиеся пары непосредственно соприкасаются с охлаждающим агентом.

2.7. Примеры расчетов по гидромеханическим и тепловым процессам

Расчет 1. Определить расход воздуха

По трубам одноходового кожухотрубчатого теплообменника (число труб $n=67$, наружный диаметр труб 72 мм, толщина стенки 2 мм) проходит воздух при средней температуре 50 °С и давлении (по манометру) 4,5 кгс/см² со скоростью 9 м/с. Барометрическое давление 740 мм.рт.ст. Определить: а) массовый расход воздуха; б) объемный расход воздуха при рабочих условиях; в) объемный расход воздуха при нормальных условиях.

Решение. Плотность воздуха при нормальных условиях $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$.

Рабочее давление (абсолютное)

$$P = P_{\text{бар}} + P_{\text{ман}} = 740 \cdot 133,3 + 98100 \cdot 4,5 = 540217 \text{ Па},$$

или

$$P = P_{\text{бар}} + P_{\text{ман}} = 740 + 735 \cdot 4,5 = 4047,5 \text{ мм рт. ст.}$$

Плотность воздуха при рабочих условиях

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T} = 1,293 \frac{540217 \cdot 273}{101300 \cdot (273 + 50)} = 4,5 \text{ кг/м}^3,$$

или

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T} = 1,293 \frac{4047,5 \cdot 273}{760 \cdot (273 + 50)} = 4,5 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый расход воздуха

$$M = Vp = wfp = wn \cdot 0,785d^2 \rho = 9 \cdot 67 \cdot 0,785 \cdot 0,068^2 \cdot 4,5 = 9,85 \text{ кг/с.}$$

Объемный расход воздуха при рабочих условиях

$$V = M/\rho = 9,85/4,5 = 2,19 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Объемный расход воздуха, приведенный к нормальным условиям:

$$V_o = M/\rho_o = 9,85/1,293 = 7,6 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Варианты

Вар. №	Наруж. диаметр и толщина стенки, мм	Давление воздуха, кгс/см ²	Скорость воздуха, м/с	Вар. №	Наруж. диаметр и толщина стенки, мм	Давление воздуха, кгс/см ²	Скорость воздуха, м/с
1	2	3	4	5	6	7	8
1	22x2	2	8	16	18x4	12	9
2	25x3	3	10	17	16x3	3	3

Продолжение вариантов

1	2	3	4	5	6	7	8
3	26x2,5	5	11	18	17x3	5	4
4	25x2	4	13	19	15x4	15	12
5	30x3	4	15	20	25x4	6	7
6	27x3,5	6	6	21	26x3	8	13
7	18x2	7	9	22	25x4	17	12
8	16x1,5	8	11	23	22x3	4	13
9	17x2	7	9	24	20x2	2	17
10	15x1,5	1	10	25	18x1	2	4
11	17x2	2	12	26	16x3	5	9
12	16x3	3	9	27	17x5	25	12
13	19x3	4	5	28	18x4	12	14
14	12x2	5	12	29	16x2	3	3
15	10x1,2	2	7	30	17x3	2	14

Расчет 2. Вычислить необходимую мощность насоса

Минеральное масло в количестве 25 м³/ч перекачивается по трубопроводу диаметром 108X4 мм в бак, помещенный на высоте 10 м. Длина горизонтального участка трубопровода 250 м.

Вычислить необходимую мощность насоса если его КПД равно 0,5, а перекачка производится при 50 °С. При этой температуре относительная плотность масла составляет 0,89, динамический коэффициент вязкости 0,187 Па·с.

Решение. Скорость масла

$$w = \frac{V}{f} = \frac{V}{\frac{\pi}{4} \cdot d^2} = \frac{25}{0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 3600} = 0,88 \text{ м/с.}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{dw\rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 0,88 \cdot 890}{0,187} = 418,8.$$

Следовательно, в этом случае имеет место ламинарный режим. Определяем потерю давления на трение

$$\Delta p_{\text{трн}} = \frac{32Lw\mu}{d^2} = \frac{32 \cdot 250 \cdot 0,88 \cdot 0,187}{0,1^2} = 1,3 \cdot 10^5 \text{ Па.}$$

Затрата давления на подъем жидкости,

$$\Delta p_{\text{под}} = h \cdot \rho_{\text{масло}} \cdot g = 10 \cdot 890 \cdot 9,81 = 87309 \text{ Па.}$$

Затрата давления на создание скорости

$$\Delta p_{\text{скор}} = \rho_{\text{масло}} \cdot w/2 = 890 \cdot \frac{0,88^2}{2} = 344,6 \text{ Па.}$$

Этой величиной в данном случае пренебрежем так же, как и потерей давления на преодоление местных сопротивлений. Тогда необходимая мощность

$$N = \frac{V \Delta p}{1000 \eta} = \frac{25 \cdot (130000 + 87309)}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,5} = 3,01 \text{ кВт.}$$

Варианты

Вар. №	Наружный диаметр и толщина трубы, м.	Расход масла, м ³ /ч	Вар. №	Наружный диаметр и толщина трубы, м.	Расход масла, м ³ /ч
1	2	3	5	6	7
1	220x2	20	16	180x4	12
2	250x3	30	17	160x3	30
3	260x2,5	50	18	170x3	50
4	250x2	40	19	150x4	15
5	300x3	40	20	250x4	60
6	270x3,5	60	21	260x3	80
7	180x2	70	22	250x4	17
8	160x1,5	80	23	220x3	40
9	170x2	70	24	200x2	20
10	150x1,5	10	25	180x1	20
11	177x2	20	26	160x3	50
12	160x3	30	27	170x5	25
13	190x3	40	28	180x4	12
14	120x2	50	29	160x2	30
15	100x1,2	20	30	170x3	20

Расчет 3. Определить режим течения жидкости и найти скорость осаждения частиц

а) Определить режим течения жидкости в межтрубном пространстве теплообменника типа «труба в трубе» (рис. 2.1) при следующих условиях; внутренняя труба теплообменника имеет диаметр 25X2 мм, наружная 51X2,5 мм; массовый расход жидкости 5000 кг/ч, плотность жид-

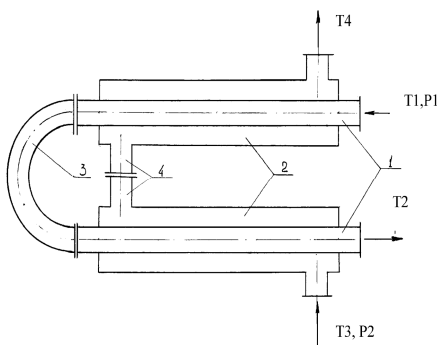


Рис. 2.1. Теплообменник типа «труба в трубе»

кости 1150 кг/м³, динамический коэффициент вязкости 1,2·10³ Па·с;

б) Найти скорость осаждения в воде частиц кварцевого песка шарообразной формы диаметром 0,39 мм, если плотность песка 2650 кг/м³, а температура воды 20 °С. Также определить зависимости критерия Рейнольдса от критерия Архимеда.

а) **Решение.** Скорость жидкости из уравнения расхода

$$w = \frac{V}{f} = \frac{m}{\rho \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D^2 - d^2)} = \frac{5000}{1150 \cdot 0,7859(0,046^2 - 0,025^2) \cdot 3600} = 1,03 \text{ м / с.}$$

Эквивалентный диаметр кольцевого сечения по формуле

$$d_{\text{э}} = \frac{4f}{n} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{4\pi(D + d)} = D - d = 0,046 - 0,025 = 0,021 \text{ м,}$$

где D – внутренний диаметр наружной трубы, м; d – наружный диаметр внутренней трубы, м.

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{1,03 \cdot 0,021 \cdot 1150}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 20728,75.$$

Следовательно, режим турбулентный.

Варианты

Вар. №	Наружный диаметр и толщина трубы, м.	Массовый расход жидкости, кг/ч.	Вар. №	Наружный диаметр и толщина трубы, м.	Массовый расход жидкости, кг/ч.
1	2	3	4	5	6
1	42x2	800	16	38x4	1900
2	55x3	1000	17	36x3	3000
3	46x2,5	1100	18	47x3	400
4	35x2	1300	19	45x4	1200
5	30x3	1500	20	55x4	700
6	27x3,5	600	21	36x3	1300
7	38x2	900	22	45x4	1200
8	36x1,5	1100	23	32x3	1350
9	47x2	990	24	30x2	1760
10	45x1,5	1020	25	28x1	4200
11	47x2	1290	26	36x3	964
12	56x3	987	27	47x5	1253
13	39x3	520	28	38x4	1442
14	42x2	1250	29	36x2	3600
15	40x1,2	785	30	57x3	1457

б) Решение. Определяем критерий Ar

$$Ar = \frac{d^3(\rho - \rho_c)\rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{0,39^3 \cdot 10^{-9} (2650 - 1000) \cdot 1000 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 960,$$

где для воды $\mu_c = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

По значению $Ar = 9,6 \cdot 10^2$ из рис. П.1 находим $Re = 20$.

Скорость осаждения частиц кварцевого песка шарообразной формы диаметром 0,39 мм определяем из выражения:

$$w_0 = \frac{Re \mu_c}{\rho_c} = \frac{20 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,39 \cdot 10^{-3} \cdot 1000} = 0,05 \text{ м/с.}$$

Можно графически определить зависимости критерия Рейнольдса от критерия Архимеда (рис. 2.2). Зависимость между этими критериями характеризуется функцией вида

$$Re = CAr^n.$$

Графически определим коэффициенты эмпирических формул C и n .

Для этого, линеаризуем указанную функцию логарифмированием

$$\lg Re = \lg C + n \cdot \lg Ar.$$

Обозначив $\lg Re = Y$, $\lg C = A$, $n = B$ и $\lg Ar = X$, получим

$$Y = A + BX.$$

Постоянные A и B определим графический.

Варианты

Вар. №	Диаметр частиц, мм	Плотность частиц, кг/м ³	Вар. №	Диаметр частиц, мм	Плотность частиц, кг/м ³
2		3	5		6
1	0,5; 0,7; 0,9	1680	16	0,2; 0,7; 0,9	3265
2	0,6; 0,7; 0,8	2100	17	0,4; 0,8; 0,9	1254
3	0,9; 1,1; 1,3	2870	18	0,85; 0,9; 1,3	4256
4	1,1; 1,3; 1,5	3500	19	0,78; 1,1; 1,3	3245
5	0,7; 0,8; 0,9	4300	20	0,45; 0,7; 0,8	1235
6	0,4; 0,7; 0,9	5320	21	0,72; 1,3; 1,5	5684
7	0,3; 0,6; 0,9	4210	22	0,42; 0,6; 0,9	3256
8	0,8; 1,0; 1,2	6230	23	0,15; 1,3; 1,5	2145
9	0,2; 0,4; 0,7	1240	24	0,26; 0,4; 0,7	2975
10	1,2; 1,3; 1,5	8000	25	0,38; 0,9; 1,1	9600

Продолжение вариантов

1	2	3	4	5	6
11	0,8; 0,9; 1,1	3540	26	0,26; 0,7; 0,9	4321
12	0,7; 0,9; 1,2	2145	27	0,62; 0,7; 0,9	4265
13	0,4; 0,6; 0,9	6542	28	0,32; 0,3; 0,8	1245
14	0,3; 0,7; 0,9	1256	29	0,65; 0,7; 0,8	6423
15	0,1; 0,3; 0,8	5000	30	0,28; 0,7; 0,9	3254

Расчет 4. Рассчитать скорость осаждения частицы и высоту между полками пылевой камеры

а) Найти скорость осаждения в воде при 20 °С частицы свинцового блеска угловатой формы с $d=4$ мм. Плотность свинцового блеска $\rho_4=7560$ кг/м³.

б) Какую высоту надо дать слою газа между полками пылевой камеры, чтобы осели частицы колчеданной пыли диаметром 6 мкм при расходе печного газа 0,4 м³/с (при нормальных условиях)? Длина камеры 4,1 м, ширина 2,8 м, общая высота 4,2 м. Средняя температура газа в камере 427 °С. Вязкость газа при этой температуре $0,034 \cdot 10^{-3}$ Па·с, плотность пыли 3500 кг/м³, плотность газа 0,5 кг/м³.

а) **Решение.** Скорость осаждения частиц неправильной формы найдем из критерия Lu . Предварительно определив значение критерия Ar :

$$Ar = \frac{d^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{4^3 \cdot 10^{-9} (7560 - 1000) 1000 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 4,12 \cdot 10^6,$$

где $\mu_c = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с, т. е. динамическая вязкость воды при 20 °С.

По графику (рис. П.1) находим для частиц угловатой формы $Lu = 3,0 \cdot 10^3$.

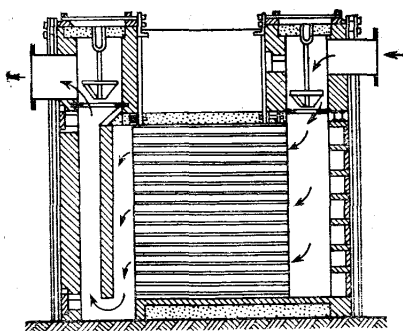
Скорость осаждения будет

$$w_{oc} = \sqrt[3]{Lu \mu_c (\rho - \rho_c) g / \rho_c^2} = \sqrt[3]{3,0 \cdot 10^3 \cdot 1 \cdot 10^{-3} (7560 - 1000) \cdot 9,81 / 1000^2} = 0,19 \text{ м/с.}$$

Варианты

Вар. №	Экв. диаметр частицы, мм	Плотность частицы, кг/м ³	Вар. №	Экв. диаметр частицы, мм	Плотность частицы, кг/м ³
1	2	3	4	5	6
1	0,5	1680	16	0,2	3265
2	0,6	2100	17	0,4	1254
3	0,9	2870	18	0,85	4256
4	1,1	3500	19	0,78	3245
5	0,7	4300	20	0,45	1235
6	0,4	5320	21	0,72	5684
7	0,3	4210	22	0,42	3256
8	0,8	6230	23	0,15	2145
9	0,2	1240	24	0,26	2975
10	1,2	8000	25	0,38	9600
11	0,8	3540	26	0,26	4321
12	0,7	2145	27	0,62	4265
13	0,4	6542	28	0,32	1245
14	0,3	1256	29	0,651	6423
15	0,1	5000	30	0,28	3254

б) Решение. Определяем расход газа в пылевой камере при заданных условиях (рис. 2.3):



$$V = 0,4 \cdot (273 + 427) / 273 = 1,02 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Линейная скорость газа (пренебрегая толщиной полок)

$$W_r = \frac{1,02}{2,8 \cdot 4,2} = 0,09 \text{ м/с}.$$

Время пребывания газа в камере

$$\tau = L / w_e = 4,1 / 0,09 = 45,55 \text{ с}.$$

Рис 2.3. Пылевая камера

Теоретическая скорость осаждения шарообразных частиц (величиной p_0 пренебрегаем)

$$W_{oc} = \frac{d^2 \cdot (\rho_T - \rho_z) \cdot g}{18\mu} =$$

$$\frac{1}{18} \cdot \frac{(6 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (3500 - 0,5) \cdot 9,81}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,006 \text{ м/с.}$$

Действительную скорость осаждения принимаем равной

$$w_{oc}' = 0,5 \cdot 0,006 = 0,003 \text{ м/с.}$$

Находим расстояние между полками

$$h = w_{oc}' \cdot \tau = 0,003 \cdot 45,55 \approx 0,14 \text{ м} = 140 \text{ мм.}$$

Проверяем правильность

$$Re = \frac{w_{oc}' \cdot d \cdot \rho_T}{\mu_c} = \frac{0,003 \cdot 6 \cdot 10^{-6} \cdot 0,5}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,00026 \cdot$$

Так как $Re = 0,00026 < 0,2$, то применение формулы Стокса допустимо.

Варианты

Вар. №	Скорость газа, м ³ /с	Диаметр пыли, мкм	Плотность пыли, кг/м ³	Вар. №	Скорость газа, м ³ /с	Диаметр пыли, мкм	Плотность пыли, кг/м ³
1	2	3	4	5	6	7	8
1	0,2	13	2530	16	0,27	8	2478
2	0,25	12	2613	17	0,31	12	2314
3	0,24	11	2435	18	0,27	11	2645
4	0,19	13	2754	19	0,36	11	2132
5	0,31	17	2369	20	0,23	15	2341
6	0,34	12	2458	21	0,17	12	2741
7	0,27	13	2653	22	0,15	13	2846
8	0,31	14	2478	23	0,41	12	2935
9	0,27	9	2314	24	0,28	11	2530
10	0,36	8	2645	25	0,2	13	2613
11	0,23	12	2132	26	0,25	14	2435
12	0,17	11	2341	27	0,24	12	2754

1	2	3	4	5	6	7	8
13	0,15	1	2741	28	0,19	13	2369
14	0,41	15	2846	29	0,31	14	2458
15	0,28	13	2935	30	0,34	11	2653

Расчет 5. Расчет нутч-фильтра для фильтратий водной суспензии

Рассчитать нутч-фильтр для фильтрования водной суспензии, содержащей $q_{тв}=5$ % твердой фазы. Влажность осадка $u=45$ %. Производительность фильтра по фильтрату $V_{ф}=5$ м³/ч. Перепад давления на фильтре $\Delta p=500$ мм.рт.ст. Удельное сопротивление осадка $r_o=9 \cdot 10^{11}$ м⁻², сопротивление фильтровальной перегородки $R_o=2 \cdot 10^9$ м⁻¹; плотность твердой фазы $\rho_l=2000$ кг/м³; плотность жидкой фазы $\rho_2=1000$ кг/м³. Осадок промывают водой при температуре $t=20$ °С, используя 1 кг воды на 1 кг осадка.

Решение. Составляем материальный баланс и определяем объем осадка; выбираем толщину слоя осадка и находим время фильтрования осадка данной толщины. Затем определяем время собственно фильтрования и общее время, затраченное на операцию, после чего вычисляем поверхность фильтрования и необходимое число фильтров.

Составление материального баланса. Сначала определяем плотность суспензии

$$\frac{100}{\rho_{сусп}} = \frac{95}{1000} + \frac{5}{2000}, \text{ отсюда } \rho_{сусп} = 1020 \text{ кг/м}^3,$$

и плотность осадка

$$\frac{100}{\rho_{ос}} = \frac{55}{2000} + \frac{45}{1000}, \text{ отсюда } \rho_{ос} = 1380 \text{ кг/м}^3.$$

Затем определяем количество суспензии и осадка. Обозначив через $M_{сусп}$, $M_{ф}$ и $M_{ос}$ массу суспензии, фильтрата и осадка, можно написать соотношение

$$M_{\phi} = M_{\text{сусп}} - M_{\text{ос}},$$

где $M_{\text{ос}} = \frac{M_{\text{сусп}} q_{\text{тв}}}{100 - u}$ и следовательно, $M_{\phi} = M_{\text{сусп}} - \frac{M_{\text{сусп}} q_{\text{тв}}}{100 - u}$.

$$5000 = M_{\text{сусп}} - \frac{M_{\text{сусп}} \cdot 5}{55}; \quad M_{\text{сусп}} = 5500 \text{ кг/ч.}$$

Таким образом, количество получаемого осадка

$$M_{\text{ос}} = M_{\text{сусп}} - M_{\phi} = 5500 - 5000 = 500 \text{ кг/ч.}$$

Определение объема осадка и отношения X

$$V_{\text{ос}} = \frac{M_{\text{ос}}}{\rho_{\text{ос}}} = \frac{500}{1380} = 0,38 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

$$X = \frac{V_{\text{ос}}}{V_{\phi}} = \frac{0,38}{5} = 0,072 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Толщина слоя осадка. Принимаем толщину слоя осадка $l = 200$ мм. Тогда на 1 м^2 поверхности фильтрования количество осадка составит

$$V_{\text{ос}} = 1 \cdot 0,2 = 0,2 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ или } M_{\text{ос}} = 0,2 \cdot 1380 = 276 \text{ кг/м}^2.$$

Соответствующее удельное количество фильтрата

$$V_{\phi} = \frac{V_{\text{ос}}}{X} = \frac{0,2}{0,072} = 2,8 \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

Время фильтрования объема фильтрата, отнесенного к 1 м^2 поверхности фильтрования. Сначала находим константы фильтрования при 20°C и вязкости воды $\mu = 1 \text{ спз}$; перепад давления на фильтре

$$\Delta p = 500 \cdot 133,32 = 6,66 \cdot 10^4 \text{ н/м}^2.$$

Находим константы фильтрования

$$\alpha = \frac{r_o X \mu}{2 \Delta p} = \frac{9 \cdot 10^{11} \cdot 7,2 \cdot 10^{-2} \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 6,66 \cdot 10^4} = 4,85 \cdot 10^2 \text{ с/м}^2,$$

$$b = \frac{\mu R_o}{\Delta p} = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^9}{6,66 \cdot 10^4} = 30 \text{ с/м}.$$

Время фильтрования найдем

$$\tau = aV^2 + bV = 4,85 \cdot 10^2 \cdot 2,8^2 + 30 \cdot 2,8 = 3884 \text{ с} = 1,08 \text{ ч}.$$

Время промывки. Определяем сначала скорость промывки

$$\begin{aligned} w_{np} = w_{\phi} &= \frac{1}{2aV + b} = \frac{1}{2 \cdot 4,85 \cdot 10^2 \cdot 2,8 + 30} = \\ &= 3,65 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) = 1,32 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}). \end{aligned}$$

Количество промывной воды

$$V_{np} = \frac{1 \cdot 276}{1000} = 0,276 \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

Время промывки находим из уравнения

$$\tau_{np} = \frac{V_{np}}{w_{np}} = \frac{0,276}{1,32} = 0,209 \text{ ч}.$$

Общая продолжительность цикла фильтрования. Принимаем продолжительность разгрузки фильтра $\tau_p = 15 \text{ мин} = 0,25 \text{ ч}$ и время, необходимое для подготовки фильтрующей поверхности, $\tau_{подз} = 10 \text{ мин} = 0,166 \text{ ч}$. Таким образом, общая продолжительность цикла фильтрования

$$\tau_{общ} = \tau_{\phi} + \tau_{np} + \tau_p + \tau_{подз} = 1,07 + 0,209 + 0,25 + 0,166 = 1,7 \text{ ч}.$$

Требуемая поверхность фильтрования. По производительности фильтра (по фильтрату) и общей продолжительности цикла фильтрования определяем величину необходимой поверхности фильтрования

$$F = \frac{V_{\phi}}{V} \tau_{\text{общ}} = \frac{5 \cdot 1,7}{2,8} = 3,03 \text{ м}^2.$$

Число фильтров. По заводскому каталогу выбираем нутч-фильтр круглого сечения диаметром $D=1000$ мм и высотой $h=350$ мм. Число фильтров, требуемое по расчету

$$n = \frac{4F}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 3,03}{3,14 \cdot 1^2} = 3,9.$$

Таким образом, должно быть установлено 4 фильтра.

Варианты

№	$q_{\text{ТВ}}, \%$	$u, \%$	$V_{\phi}, \text{ м}^3/\text{ч}$	№	$q_{\text{ТВ}}, \%$	$u, \%$	$V_{\phi}, \text{ м}^3/\text{ч}$
1	5	48	7	16	7,6	64	7
2	4	35	5	17	5,1	58	4
3	8	62	6,4	18	6,4	75	9
4	5	37	5,8	19	4,3	34	2
5	6	53	3,2	20	7,3	49	3
6	7	61	7,6	21	6	67	8
7	4	39	5,1	22	3,2	38	6,4
8	9	47	6,4	23	7,6	46	5,8
9	2	53	4,3	24	5,1	37	3,2
10	3	68	7,3	25	6,4	56	7,6
11	7	37	5	26	4,3	52	5
12	5	49	4	27	7,3	53	4
13	6,4	64	8	28	9	64	8
14	5,8	73	5	29	2	36	5
15	3,2	38	6	30	3	64	6

Расчет 6. Определить константы фильтрования

Во время опытного фильтрования водной суспензии с содержанием 13,9 % карбоната кальция при 20 °С на лабораторном фильтрпрессе с $F=0,1 \text{ м}^2$ и толщиной осадка 50 мм были получены данные, приведенные в табл. 2.1

Таблица 2.1.
Данные полученные на лабораторном фильтрпрессе

При избыт.давлении		Собрано фильтрата, дм^3	Время от начала опыта,с
Па	кгс/см ²		
$3,43 \cdot 10^4$	0,35	2,92	146
		7,8	888

Определить константы фильтрования K ($\text{м}^2/\text{ч}$) и C ($\text{м}^3/\text{м}^2$).

Решение. Численные значения констант фильтрования найдем из уравнения $V^2 + 2VC = K\tau$.

При избыточном давлении $3,43 \cdot 10^4$ Па (0,35 кгс/см²) результаты опытов дают:

$$V_1 = \frac{2,92}{1000 \cdot 0,1} = 2,92 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \tau_1 = \frac{146}{3600} = 0,0405 \text{ ч};$$

$$V_2 = \frac{7,8}{1000 \cdot 0,1} = 7,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \tau_2 = \frac{888}{3600} = 0,246 \text{ ч}.$$

Подставляем пересчитанные величины в уравнение и решаем систему уравнений:

$$\begin{aligned} (2,92 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 2,92 \cdot 10^{-2} C &= K \cdot 0,0405; \\ (7,8 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 7,8 \cdot 10^{-2} C &= K \cdot 0,246, \end{aligned}$$

откуда

$$K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч} \text{ и } C = 4,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

Варианты

Вар. №	F, м ²	Время от начало опыта, с	Вар. №	F, м ²	Время от начало опыта, с
1	2	3	4	5	6
1	0,2	124; 754	16	0,24	57; 638
2	0,13	90; 846	17	0,37	69; 798
3	0,14	80; 765	18	0,26	76; 596
4	0,2	75; 690	19	0,16	63; 537
5	0,3	48; 593	20	0,25	96; 865
6	0,25	79; 642	21	0,28	64; 358
7	0,31	86; 933	22	0,29	38; 642
8	0,21	58; 732	23	0,14	52; 853
9	0,19	46; 532	24	0,31	64; 389
10	0,4	95; 722	25	0,17	53; 983
11	0,24	68; 634	26	0,18	49; 768
12	0,16	76; 584	27	0,21	42; 659
13	0,42	91; 486	28	0,34	75; 659
14	0,37	73; 965	29	0,26	85; 1025
15	0,13	46; 856	30	0,19	67; 791

Расчет 7. Определить основные размеры циклона и установочную мощность электродвигателя

а) Рассчитать циклон для выделения частиц сухого материала из воздуха, выходящего из распылительной сушилки, по следующим данным: наименьший размер частиц 80 мкм, расход воздуха 2000 кг/ч, температура 100 °С.

б) Смесь кислот (плотность 1600 кг/м³, динамический коэффициент вязкости $2 \cdot 10^{-2}$ Па·с) готовят в аппарате без перегородок (диаметр 1200 мм, высота 1500 мм), заполненном на 0,75 объема. Исходные кислоты перемешивают пропеллерной мешалкой с частотой вращения 3,5 об/с.

Определить требуемую установочную мощность электродвигателя.

а) **Решение.** Принимая отношение $\Delta P/\rho_c = 740 \text{ м}^2/\text{с}^2$, диаметр циклона найдем по формуле

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w_{\text{ц}}}},$$

где V – объемный расход газа через циклон, м³/с; $w_{\text{ц}}$ – условная скорость газа в цилиндрической части циклона, м/с.

Гидравлическое сопротивление циклона ΔP (Па) найдем по формуле

$$\Delta P = \frac{\zeta w_{\text{ц}}^2 \rho_{\text{г}}}{2},$$

где $\zeta = 160$ – безразмерный коэффициент сопротивления.

Находим

$$w_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_{\text{г}}} \cdot \frac{2}{\zeta}} = \sqrt{740 \cdot \frac{2}{160}} = 3,04 \text{ м/с.}$$

$$\text{Плотность воздуха } \rho_{\text{г}} = 1,293 \cdot \left(\frac{273}{373}\right) = 0,95 \text{ кг/м}^3.$$

Диаметр циклона

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w_{\text{ц}}}} = \sqrt{\frac{2000}{0,95 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 3,04}} = 0,496 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр циклона равным 0,5 м.

Гидравлическое сопротивление циклона

$$\Delta P = \frac{\zeta w_{\text{ц}}^2 \rho_{\text{г}}}{2} = \frac{160 \cdot 3,04^2 \cdot 0,95}{2} = 703 \text{ Па.}$$

Варианты

Вар. №	Размер частицы, мкм	Расход воздуха, кг/ч	Температура воздуха, °C	Вар. №	Размер частицы, мкм	Расход воздуха, кг/ч	Температура воздуха, °C
1	2	3	4	5	6	7	8
1	85	2800	120	16	92	1642	134
2	69	3000	130	17	46	2657	29
3	38	1900	90	18	73	2954	76
4	46	1800	85	19	52	2356	56
5	58	1687	69	20	81	2800	82
6	79	2356	134	21	64	3000	111
7	92	2789	29	22	29	1900	132
8	46	3245	76	23	43	1800	49
9	73	1658	56	24	64	1687	68
10	52	1687	82	25	85	2356	97
11	81	1245	111	26	69	2789	120
12	64	1642	132	27	38	3245	130
13	29	2657	49	28	46	1658	90
14	43	2954	68	29	58	1687	85
15	64	2356	97	30	79	1245	69

б) Решение. Находим диаметр нормализованной мешалки (рис. 2.4):

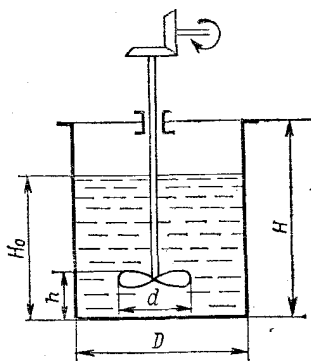


Рис 2.4. Емкость с мешалкой

$$d = D/3 = 1,2/3 = 0,4 \text{ м.}$$

Определяем режим перемешивания

$$Re = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1600 \cdot 3,5 \cdot 0,4^2}{20 \cdot 10^{-3}} = 44800,$$

т. е. режим – турбулентный.

По критерию Рейнольдса значение критерия мощности соответствует $K_N = f(Re)$ т.е. $K_N = 0,27$.

Рассчитываем мощность, потребляемую мешалкой при установившемся режиме

$$N_p = K_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = 0,27 \cdot 1600 \cdot 3,5^3 \cdot 0,4^5 = 200 \text{ Вт} = 0,2 \text{ кВт.}$$

Мощность в пусковой момент обычно в 2–3 раза превышает рабочую:

$$N_{\text{пуск}} = 2 \cdot N_p = 0,4 \text{ кВт.}$$

Определяем установочную мощность, принимая КПД электродвигателя с передачей 0,95 и запас мощности в 30 %:

$$N_{\text{уст}} = 0,4 \cdot 1,2 / 0,95 = 0,5 \text{ кВт.}$$

Варианты

Для всех вариантов принимаем

Re _ц	1000-20000	20000-50000	50000-70000	70000-90000	90000<
K _N	0,56	0,27	0,18	0,12	0,05

№ Вар	Диаметр аппарата, мм	Частота пере-мешивания, об/с	КПД, %	№ Вар	Диаметр аппарата, мм	Частота пере-мешивания, об/с	КПД, %
1	2	3	4	5	6	7	8
1	1000	1,6	86	16	1324	3,7	99
2	1300	1,5	76	17	1654	2,8	91
3	1240	1,9	97	18	1234	2,6	82
4	1132	2,8	68	19	1269	1,9	67
5	1352	3,9	83	20	1258	4,5	94
6	1600	3,5	79	21	1159	4,9	59
7	1432	3,7	65	22	1000	5,2	86
8	1643	2,8	89	23	1300	3,4	76
9	1578	2,6	49	24	1240	3,0	97
10	1324	1,9	99	25	1132	1,6	68
11	1654	4,5	91	26	1352	1,5	83
12	1234	4,9	82	27	1600	1,9	79
13	1269	5,2	67	28	1432	2,8	65
14	1258	3,4	94	29	1643	3,9	89
15	1159	3,0	59	30	1578	3,5	49

Расчет 8. Определить потери тепла печью в окружающую среду

а) Внутренняя стенка печи толщиной 140 мм выложена из огнеупорного кирпича, наружная стенка печи толщиной 180 мм из обычного кирпича. Режим работы печи стационарен. Температура внутренней стенки печи равна 700 °С, наружной 140 °С. Для уменьшения потерь тепла наружная поверхность была покрыта теплоизоляционным слоем из окиси магния ($\lambda_{из}=0,085 \text{ Дж}\cdot\text{м}^{-1}\cdot\text{с}^{-1}\cdot\text{град}^{-1}$) толщиной 50 мм. После этого температура внутренней поверхности печи стала $t_{вн}=721 \text{ °С}$, на границе огнеупорная кладка – кирпич $t_2=660 \text{ °С}$, на границе кирпич – теплоизоляция $t_3=490 \text{ °С}$, а на наружной поверхности $t_n=95 \text{ °С}$. Определить потери тепла печью в обоих случаях.

б) Стенки печи построены из огнеупорного и строительного кирпича с коэффициентами теплопроводности $\lambda_{огн}=0,5 \text{ Вт/мК}$ и $\lambda_{стр}=0,4 \text{ Вт/мК}$. Толщины кирпичей соответственно $\sigma_{огн}=120$ и $\sigma_{стр}=200 \text{ мм}$.

Определить потери тепла в окружающую среду, а также температуру на границе обоих слоев, если температура внутренней стенки печи составляет $t_1=1000 \text{ °С}$, а наружной стенки $t_2=200 \text{ °С}$.

а) **Решение.** Используем следующие системы уравнений:

$$Q' = \frac{1}{\frac{\sigma_1}{\lambda_1} + \frac{\sigma_2}{\lambda_2}} (t_{вн} - t_n);$$

$$Q'' = \frac{\lambda_1}{\sigma_1} (t_{вн} - t_2) = \frac{\lambda_2}{\sigma_2} (t_2 - t_3) = \frac{\lambda_3}{\sigma_3} (t_3 - t_n),$$

где, Q' , Q'' – потери тепла в первом и втором случаях, Вт/м²; λ_1 , λ_2 – теплопроводность огнеупорной и кирпичной кладок, Вт/мК.

Подставив соответствующие числовые значения, получим

$$Q'' = \frac{\lambda_1}{0,12} (721 - 660) = \frac{\lambda_2}{0,16} (660 - 490) =$$

$$\frac{0,085}{0,05} (490 - 95) = 671,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2},$$

находим

$$\lambda_1 = 671,5 \frac{0,14}{61} = 1,54 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}; \quad \lambda_2 = 671,5 \frac{0,18}{170} = 0,71 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}.$$

Отсюда

$$Q' = \frac{1}{\frac{0,14}{1,54} + \frac{0,18}{0,71}} (700 - 140) = \frac{560}{0,09 + 0,25} = 1647 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}.$$

Таким образом, при нанесении дополнительного слоя теплоизоляции потери тепла уменьшились с 1647 до 671,5 Вт/м·К.

Варианты

Вар. №	t _{вн} , °C	t _н , °C	σ ₃ , мм	Вар. №	t _{вн} , °C	t _н , °C	σ ₃ , мм
1	2	4	5	6	7	9	10
1	720	68	70	16	765	87	69
2	730	65	40	17	787	80	52
3	750	52	30	18	797	65	36
4	840	73	90	19	846	78	28
5	752	72	43	20	765	57	37
6	782	48	60	21	778	53	42
7	912	52	58	22	856	65	21
8	776	57	54	23	789	64	35
9	749	31	86	24	746	45	28
10	831	75	60	25	756	64	57
11	920	73	43	26	798	110	20
12	850	82	47	27	748	85	24
13	746	43	20	28	746	84	27
14	762	57	65	29	759	101	24
15	776	76	34	30	740	131	28

б) Решение. Применяем уравнение теплопроводности

$$\frac{Q}{F} = K \Delta t = \frac{\lambda_{\text{огн}}}{\sigma_{\text{огн}}} (t_{\text{вн}} - t_{\text{н}}) \cdot$$

Определяем коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\sum_i^n \frac{\sigma_i}{\lambda_i}} = \frac{1}{\frac{0,120}{0,5} + \frac{0,2}{0,4}} = 1,35 \text{ Вт/м}^2\text{К}.$$

Таким образом

$$\frac{Q}{F} = K (t_{\text{вн}} - t_{\text{н}}) = 1,35 (1200 - 150) = 1417,5 \text{ Дж/м}^2\text{с}$$

Определяем температуру на границе обоих слоев по уравнению

$$\Delta t_{\text{огн}} = 1200 - t = \frac{Q / F}{\lambda_{\text{огн}} / \sigma_{\text{огн}}} ;$$

откуда,

$$t = 1200 - \frac{1417,5}{0,5 / 0,120} = 859,8 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Варианты

Вар. №	$t_{\text{вн}}, ^{\circ}\text{C}$	$t_{\text{н}}, ^{\circ}\text{C}$	$\sigma_{\text{огн}}, \text{мм}$	$\Sigma_{\text{стр}}, \text{мм}$	Вар. №	$t_{\text{вн}}, ^{\circ}\text{C}$	$t_{\text{н}}, ^{\circ}\text{C}$	$\sigma_{\text{огн}}, \text{мм}$	$\Sigma_{\text{стр}}, \text{мм}$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	720	112	80	110	16	765	192	87	169
2	730	60	28	40	17	687	131	87	152
3	650	110	20	30	18	697	125	51	136
4	840	180	30	90	19	846	195	78	128
5	752	169	20	43	20	465	198	57	137
6	582	154	80	160	21	678	121	32	142
7	912	160	20	58	22	856	110	65	121
8	576	194	74	154	23	789	152	47	135

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
9	649	129	14	86	24	546	187	45	128
10	831	176	52	60	25	756	195	48	57
11	920	180	30	43	26	298	115	31	120
12	850	190	20	47	27	548	112	85	124
13	546	189	31	120	28	746	183	84	127
14	762	193	74	165	29	459	132	21	124
15	376	123	76	134	30	564	158	45	156

Расчет 9. Определить поверхность теплообмена и коэффициента теплоотдачи

а) Для охлаждения $G_{\text{в1}}=0,556$ кг/с воды от $t_1^I=100$ °С до $t_1^{II}=80$ °С в теплообменник подается $G_{\text{в2}}=0,278$ кг/с холодной воды с температурой $t_2^I=20$ °С. Определить потребную поверхность теплообмена при прямотоке, противотоке и перекрестном токе. Во всех случаях $K=1160$ Вт/(м²·К).

б) Определить коэффициент теплоотдачи при протекании 60,6 кг/ч воды по трубопроводу внутренним диаметром $d=14$ мм и длиной $L=0,7$ м. Средняя температура воды $t_{\text{ср}}=20$ °С, температура стенки 60 °С.

а) **Решение.** Находим потери тепла при охлаждении воды от $t_1^I=100$ °С температуры до $t_1^{II}=80$ °С.

$$Q = G_{\text{в}} \cdot (t_1^I - t_1^{II}) \cdot c_{\text{в}} = 0,556 \cdot (100 - 80) \cdot 4,19 \cdot 10^3 = 46,4 \text{ кВт},$$

где $c_{\text{в}}=4,19$ кДж/(кг·К).

Находим производительности горячей и холодной воды:

$$G_{\text{в1}} = 0,556 \cdot 3600 = 2000 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{в2}} = 0,278 \cdot 3600 = 1000 \text{ кг/ч}.$$

Составляем тепловой баланс

$$G_{\text{в1}} \cdot c_{\text{в}} \cdot (t_1^I - t_1^{II}) = G_{\text{в2}} \cdot c_{\text{в}} \cdot (t_2^{II} - t_2^I),$$

$$2000 \cdot 4,19 \cdot (100 - 80) = 1000 \cdot 4,19 \cdot (t_2^{II} - 20)$$

Находим температуру нагреваемой воды

$$t_2^{\text{II}} = \frac{2000 \cdot 4,19 \cdot (100 - 80)}{1000 \cdot 4,19} + 20 = 60 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

а) Средняя движущая сила при прямотоке

$$\Delta_{\text{cp}} = \frac{(t_1^{\text{I}} - t_2^{\text{I}}) - (t_1^{\text{II}} - t_2^{\text{II}})}{\ln \frac{t_1^{\text{I}} - t_2^{\text{I}}}{t_1^{\text{II}} - t_2^{\text{II}}}} = \frac{(100 - 20) - (80 - 60)}{\ln \frac{80}{20}} = 43,3 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Необходимая поверхность теплообмена

$$F_1 = \frac{Q}{K \cdot \Delta_{\text{cp}}} = \frac{46,4 \cdot 10^3}{1160 \cdot 43,3} = 0,926 \text{ м}^2.$$

б) Средняя движущая сила при противотоке,

$$\Delta_{\text{cp}} = \frac{(t_1^{\text{I}} - t_2^{\text{II}}) - (t_1^{\text{II}} - t_2^{\text{I}})}{\ln \frac{t_1^{\text{I}} - t_2^{\text{II}}}{t_1^{\text{II}} - t_2^{\text{I}}}} = \frac{(100 - 60) - (80 - 20)}{\ln \frac{40}{60}} = 49,3 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Необходимая поверхность теплообмена

$$F_2 = \frac{Q}{K \cdot \Delta_{\text{cp}}} = \frac{46,4 \cdot 10^3}{1160 \cdot 49,3} = 0,815 \text{ м}^2.$$

в) Средняя движущая сила при перекрестном токе

$$\Delta_{\text{cp}} = \varepsilon_{\Delta t} \frac{(t_1^{\text{I}} - t_2^{\text{II}}) - (t_1^{\text{II}} - t_2^{\text{I}})}{\ln \frac{t_1^{\text{I}} - t_2^{\text{II}}}{t_1^{\text{II}} - t_2^{\text{I}}}} = 0,94 \cdot \frac{(100 - 60) - (80 - 20)}{\ln \frac{40}{60}} = 46,7 \text{ } ^\circ\text{C},$$

где $\varepsilon_{\Delta t}$ – поправочный коэффициент.

Необходимая поверхность теплообмена

$$F_3 = \frac{Q}{K \cdot \Delta_{cp}} = \frac{46,6 \cdot 10^3}{1160 \cdot 46,7} = 0,86 \text{ м}^2.$$

Варианты

Вар. №	$t_1^{\text{II}}, ^\circ\text{C}$	$t_2^{\text{I}}, ^\circ\text{C}$	$G_{\text{вода1}}, \text{кг/с}$	$G_{\text{вода2}}, \text{кг/с}$	Вар. №	$t_1^{\text{II}}, ^\circ\text{C}$	$t_2^{\text{I}}, ^\circ\text{C}$	$G_{\text{вода1}}, \text{кг/с}$	$G_{\text{вода2}}, \text{кг/с}$
1	75	18	0,600	0,260	16	83	19	1,000	0,156
2	68	16	0,700	0,158	17	75	21	0,865	0,234
3	83	14	0,985	0,143	18	67	22	0,789	0,247
4	77	19	0,647	0,254	19	76	23	0,325	0,314
5	61	21	0,586	0,098	20	83	25	0,456	0,214
6	85	22	0,496	0,156	21	58	17	0,358	0,260
7	91	23	0,999	0,234	22	92	16	0,600	0,158
8	73	25	0,762	0,247	23	86	18	0,700	0,143
9	69	17	0,843	0,314	24	70	16	0,985	0,254
10	66	16	1,000	0,214	25	68	14	0,647	0,098
11	78	13	0,865	0,155	26	86	19	0,586	0,155
12	67	18	0,789	0,122	27	54	18	0,496	0,122
13	82	22	0,325	0,123	28	59	22	0,999	0,123
14	79	26	0,456	0,352	29	81	26	0,762	0,352
15	80	30	0,358	0,145	30	92	30	0,843	0,145

б) Решение. Физические параметры воды при 20 °C: $\rho=998 \text{ кг/м}^3$; $\nu=1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; $Pr=7,06$; $\lambda=0,6 \text{ Вт/(м}\cdot\text{град)}$; $\mu^I=1,02 \cdot 10^{-4} \text{ кгс}\cdot\text{с/м}^2$; при 60 °C $\mu^{II}=0,48 \cdot 10^{-4} \text{ кгс}\cdot\text{с/м}^2$.

Определяем объемный расход воды,

$$Q_V = \frac{60,6}{998 \cdot 3600} = 0,169 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$$

и площадь поперечного сечения трубы,

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,014^2}{4} = 1,54 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Следовательно, средняя скорость движения воды составит

$$w = \frac{Q_V}{S} = \frac{1,69 \cdot 10^{-5}}{1,54 \cdot 10^{-4}} = 0,11 \text{ м/с.}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{0,11 \cdot 0,014}{10^{-6}} = 1540.$$

Коэффициент Нуссельта определяем по формуле Хансена.

$$Nu = \left[3,65 + \frac{0,0668B}{1 + 0,045B^{2/3}} \right] \left(\frac{\mu^I}{\mu^{II}} \right)^{0,14}.$$

Для этого определяем коэффициент B

$$B = \frac{Re Pr d}{L} = \frac{1540 \cdot 7,06 \cdot 0,014}{0,7} = 215.$$

Получим

$$Nu = \left[3,65 + \frac{0,0668 \cdot 215}{1 + 0,045 \cdot 215^{2/3}} \right] \left(\frac{1,02}{0,48} \right)^{0,14} = 10,3.$$

С другой стороны

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda},$$

Отсюда

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{d} = \frac{10,3 \cdot 0,6}{0,014} = 441,4 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град.}$$

Варианты

Вар. №	G _{вода} , кг/ч	L, м	d _{вн} , м	Вар. №	G _{вода} , кг/ч	L, м	d _{вн} , м
1	2	4	5	1	2	4	5
1	60,0	0,5	0,026	16	100,	0,51	0,015
2	70,0	0,6	0,015	17	86,5	0,34	0,023
3	98,5	0,58	0,014	18	78,9	0,78	0,024
4	64,7	0,49	0,025	19	32,5	0,96	0,031
5	58,6	0,71	0,009	20	45,6	0,8	0,021
6	49,6	0,62	0,015	21	35,8	0,9	0,026
7	99,9	0,35	0,023	22	60,0	0,5	0,015
8	76,2	0,48	0,024	23	70,0	0,6	0,014
9	84,3	0,49	0,031	24	98,5	0,58	0,025
10	100,0	0,51	0,021	25	64,7	0,49	0,009
11	86,5	0,34	0,015	26	58,6	0,71	0,015
12	78,9	0,78	0,012	27	49,6	0,62	0,012
13	32,5	0,96	0,012	28	99,9	0,35	0,012
14	45,6	0,8	0,035	29	76,2	0,48	0,035
15	35,8	0,9	0,014	30	84,3	0,49	0,014

Расчет 10. Определить необходимую поверхность теплопередачи теплообменника и длину трубчатки

Метиловый спирт (100 %) нагревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника от 15 до 40 °С. Противотоком в межтрубном пространстве течет вода, которая охлаждается от 90 до 40 °С. Теплообменник состоит из 111 стальных труб диаметром 25х2 мм. Скорость метилового спирта в трубах 0,75 м/с.

Определить необходимую поверхность теплопередачи теплообменника и длину трубчатки, если принять коэффициент теплоотдачи от воды к стенке 840 Вт/(м²К), суммарную тепловую проводимость обоих загрязнений стенки 1700 Вт/(м²К) и среднюю температуру загрязнений поверхности стенки со стороны спирта 38 °С.

Решение. Средняя разность температур: $\Delta t_o = 90 - 40 = 50$;
 $\Delta t_m = 40 - 15 = 25$.

Отношение $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m} = \frac{50}{25} = 2$, следовательно, можно принять

среднюю арифметическую разность температур $\Delta t_{cp} = 0,5(50+25) = 37,5$ °С.

Средняя температура спирта: $t_2 = 0,5(40+15) = 27,5$ °С.

Массовый расход спирта

$$G_2 = n \cdot 0,785 d_2^2 w_2 \rho_2 = 111 \cdot 0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,75 \cdot 785 = 22,6 \text{ кг/с},$$

где $\rho_2 = 785 \text{ кг/м}^3$ – плотность метилового спирта при 27,5 °С.

Количество передаваемой теплоты.

$$Q = G_2 c_2 (t_{к.2} - t_{н.2}) = 22,6 \cdot 2520 (40 - 15) = 1,424 \cdot 10^6 \text{ Вт},$$

где $c_2 = 2520 \text{ Дж/(кг·К)}$ – удельная теплоемкость спирта при 27,5 °С.

Критерий Рейнольдса для спирта:

$$Re_2 = \frac{w_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{0,75 \cdot 0,021 \cdot 785}{0,53 \cdot 10^{-3}} = 23000.$$

Здесь $\mu_2 = 0,53 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}$ – динамический коэффициент вязкости спирта при 27,5 °С.

Критерий Прандтля для спирта

$$Pr = \frac{c_2 \mu_2}{\lambda_2} = \frac{2520 \cdot 0,53 \cdot 10^{-3}}{0,212} = 6,3,$$

где $\lambda_2 = 0,212 \text{ Вт/(м·К)}$ – коэффициент теплопроводности спирта при 27,5 °С.

Режим течения спирта турбулентный, поэтому принимаем для расчета формулу

$$Nu = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{cr})^{0,25},$$

где $\varepsilon_l = L/d$ – поправочный коэффициент, принимаем $\varepsilon_l = 1$. Тогда

$$Nu = 0,021 \cdot 1 \cdot 23000^{0,8} \cdot 6,3^{0,43} (6,3 / 5,94)^{0,25} = 145.$$

Здесь $Pr_{ст}$ – определен при 38 °С,

$$Pr_{ст} = \left(\frac{с\mu}{\lambda} \right)_{cm} = \frac{2589 \cdot 0,48 \cdot 10^{-3}}{0,209} = 5,94,$$

тогда

$$\alpha_2 = Nu_2 \frac{\lambda_2}{d_2} = \frac{145 \cdot 0,212}{0,021} = 1460 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \sum r_{загр} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{840} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{1700} + \frac{1}{1460}} = 400 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

где $\lambda_{cm} = 46,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ – коэффициент теплопроводности стали.

Поверхность теплообмена

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{1,424 \cdot 10^6}{400 \cdot 37,5} = 95 \text{ м}^2.$$

Длина трубчатки по среднему диаметру труб

$$L = \frac{F}{n\pi d_{cp}} = \frac{95}{111 \cdot 3,14 \cdot 0,023} = 11,85 \text{ м}.$$

Здесь $d_{cp} = (0,025 + 0,021) / 2 = 0,023 \text{ м}$.

По ГОСТ 15122-79 для теплообменника с кожухом 400 мм и числом труб 111 трубчатка имеет длину 2; 3; 4 и 6 м. Чтобы обеспечить запас поверхности теплообмена, принимаем 5 аппаратов с трубчаткой длиной 3 м. Запас поверхности теплообмена будет равен:

$$\psi = \frac{3 \cdot 5 - 11,85}{11,85} \cdot 100 = 26 \, \%$$

Для принятых теплообменников $\frac{L}{d} = \frac{3000}{25} = 120 > 50$. Следовательно, величина $\varepsilon_l = 1$ принята правильно.

Варианты

Вар. №	$G_{м.с},$ м/с	$\alpha_1,$ Вт/(м ² К)	$\sum r_{загр}$ Вт/(м ² К)	Вар. №	$G_{м.с},$ м/с	$\alpha_1,$ Вт/(м ² К)	$\sum r_{загр}$ Вт/(м ² К)
1	2	3	4	5	6	7	8
1	0,65	760	1800	16	0,53	760	2056
2	0,7	890	2010	17	0,49	890	2031
3	0,85	1020	1760	18	0,73	1020	1987
4	0,67	579	1500	19	0,89	579	1356
5	0,94	649	1384	20	0,46	649	1456
6	0,53	761	1972	21	0,72	761	1678
7	0,49	834	1765	22	0,67	834	1800
8	0,73	924	1598	23	0,52	687	2010
9	0,89	682	1348	24	0,59	539	1760
10	0,46	734	2056	25	0,71	438	1500
11	0,72	687	2031	26	0,5	678	1384
12	0,67	539	1987	27	0,6	852	1972
13	0,52	438	1356	28	0,58	924	1765
14	0,59	678	1456	29	0,49	682	1598
15	0,71	852	1678	30	0,71	734	1348

Расчет 11. Определить поверхность противоточного теплообменника

Определить поверхность противоточного теплообменника, в котором горячая жидкость (поглотительное масло) в количестве 4,5 т/ч охлаждается от 100 до 25 °С холодной жидкостью, нагревающейся от 20 до 40 °С. Известно, что коэффициент теплопередачи следующим образом изменяется с температурой масла:

$T, \text{ } ^\circ\text{C}$	100	80	70	60	50	45	40	35	30	25
$K, \text{ Вт/(м}^2\text{К)}$	354	350	347	342	320	312	308	275	232	166

Удельная теплоемкость масла $1,67 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К).

Решение. По условию задачи коэффициент теплопередачи сильно меняется вдоль поверхности теплообмена, поэтому среднюю логарифмическую разность температур применять нельзя. Воспользуемся уравнением теплопередачи в дифференциальной форме.

$$G_c c_c dT = -K(T-t)dF,$$

откуда

$$F = -G_r c_r \int_{T_n}^{T_k} \frac{dT}{K(T-t)} = G_r c_r \int_{T_k}^{T_n} \frac{dT}{K(T-t)},$$

где T и t – температура горячей и холодной жидкостей соответственно.

Интеграл $\int_{T_k}^{T_n} \frac{dT}{K(T-t)}$ решаем графическим путем.

Предварительно найдем данные, необходимые для построения графика с ординатой $1/(K(T-t))$ и абсциссой – температурой горячей жидкости T . Сначала из уравнения теплового баланса $G_c c_c (T_n - T) = G_x c_x (t_k - t)$ определим отношение

$$\frac{G_r c_r}{G_x c_x} = \frac{t_k - t_n}{T_n - T_k} = \frac{40 - 20}{100 - 25} = 0,267,$$

следовательно,

$$t = t_k - \frac{G_r c_r}{G_x c_x} (T_n - T) = 40 - 0,267 \cdot (100 - T).$$

Задавая значениями T , находим по этому уравнению соответствующие температуры холодной жидкости t . Полученные данные сводим в табл. 2.2.

По данным табл. 2.2 строим график (рис. 2.5). Площадь под

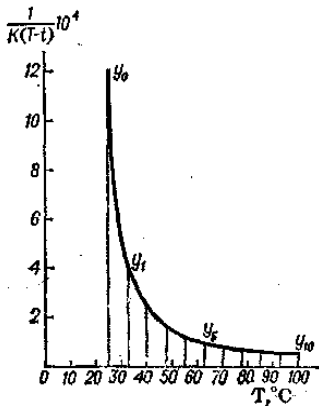
кривой $S = \int_{T_K}^{T_H} \frac{dT}{K(T-t)}$ определяем приближенно по формуле трапеций:

$$S = \frac{T_H - T_K}{n} \left(\frac{y_0 + y_n}{2} + y_1 + y_2 + y_3 + \dots + y_{n-1} \right).$$

Таблица 2.2.

Необходимые данные для построения графика

T, °C	t, °C	T-t, °C	K, Вт/(м²K)	$\frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$
100	40,0	60,0	354	0,47
80	34,7	45,3	350	0,63
60	29,3	30,7	342	0,95
40	24,0	16,0	308	2,30
30	21,3	8,7	232	4,96
25	20,0	5,0	166	12,07



Примем $n=10$ и составим табл. 3, взяв из графика значения ординат y . По данным табл. 2.3 находим

$$\begin{aligned} S &= \frac{T_H - T_K}{n} \left(\frac{y_0 + y_n}{2} + \sum_1^{n-1} y \right) = \\ &= \frac{100 - 25}{10} \left(\frac{12,07 + 0,47}{2} + 12,2 \right) 10^{-4} = \\ &= 138 \cdot 10^{-4} \frac{Вт}{м^2 \cdot К}. \end{aligned}$$

Рис. 2.5. Вид графика

Требуемая площадь поверхности теплообмена

$$F = G_{г.c.r} \int_{T_K}^{T_H} \frac{dT}{K(T-t)} = \frac{4500}{3600} 1,67 \cdot 10^3 \cdot 138 \cdot 10^{-4} = 28,8 \text{ м}^2.$$

Если определить площадь под кривой более точно (планиметрированием), получим $F = 28,1 \text{ м}^2$.

Для сравнения рассчитаем требуемую поверхность теплообмена, если принять постоянным значение коэффициента теплопередачи K (при средней температуре) и применить среднюю логарифмическую разность температур:

$$\Delta t_n = 100 - 40 = 60; \Delta t_k = 25 - 20 = 5.$$

Таблица 2.3.

Расчетные данные

$T, ^\circ\text{C}$	Номер ординаты	$y = \frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$	$T, ^\circ\text{C}$	Номер ординаты	$y = \frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$
25	0	12,07	70	6	0,74
32,5	1	3,85	77,5	7	0,65
40	2	2,30	85	8	0,58
47,5	3	1,60	92,5	9	0,50
55	4	1,13	100	10	0,47
62,5	5	0,85			

$$\Delta t_{cp} = \frac{60 - 5}{2,3 \lg(60/5)} = 22,2 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Средняя температура охлаждаемой жидкости:

$$T_{cp} = t_{cp} + \Delta t_{cp} = 30 + 22,2 = 52,2 \text{ } ^\circ\text{C},$$

где $t_{cp} = (20 + 40)/2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$.

При этой температуре $K = 329 \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{К})$.

Расход передаваемой теплоты.

$$Q = \frac{4500}{3600} \cdot 1,67 \cdot 10^3 (100 - 25) = 156562,5 \text{ Вт}.$$

Площадь поверхности теплообмена

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{156562,5}{329 \cdot 22,2} = 21,4 \text{ м}^2.$$

Как видим, расчет по этому методу дает большую ошибку в сторону уменьшения требуемой поверхности теплопередачи.

Варианты

Вар. №	G, т/ч	T, °C охлаждается	t, °C нагревается	Вар. №	G, т/ч	T, °C охлаждается	t, °C нагревается
1	2	3	4	5	6	7	8
1	2,65	25	35	16	2,65	40	45
2	3,7	30	40	17	2,73	25	50
3	4,85	40	45	18	6,89	45	35
4	5,67	35	50	19	4,46	35	45
5	1,94	45	60	20	5,72	40	60
6	2,53	40	30	21	2,53	30	50
7	3,49	25	45	22	3,49	25	40
8	2,73	30	50	23	2,73	30	45
9	6,89	35	35	24	6,89	40	55
10	4,46	40	45	25	4,46	35	35
11	5,72	25	60	26	5,72	45	40
12	3,67	45	50	27	3,67	40	45
13	1,52	35	40	28	3,67	25	50
14	2,59	40	45	29	1,52	30	60
15	3,71	30	55	30	2,59	35	30

Расчет 12. Определить потерю теплоты лучеиспусканием и конвекцией

Определить потерю теплоты лучеиспусканием поверхностью стального аппарата цилиндрической формы, находящегося в помещении, стены которого выкрашены масляной краской. Размеры аппарата: $H=3$ м; $D=1$ м. Размеры помещения: высота 4 м; длина 10 м; ширина 6 м. Температура стенки аппарата 80°C , температура воздуха в помещении 25°C .

Определить также общую потерю теплоты аппарата лучеиспусканием и конвекцией.

Решение. Потерю теплоты излучением вычислим по формулам:

$$Q_{\text{л}} = C_{1-2} F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]; \quad C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_q} \right) \frac{F_1}{F_2}}.$$

В нашем случае

$$T_1 = 273 + 70 = 343 \text{ K}; \quad T_2 = 273 + 20 = 293 \text{ K};$$

$$F_1 = \pi D H + 2 \cdot 0,785 D^2 = 3,14 \cdot 1 \cdot 3 + 2 \cdot 0,785 \cdot 1^2 = 11,0 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = 2(4 \cdot 6 + 4 \cdot 10 + 6 \cdot 10) = 248 \text{ м}^2.$$

Так как площадь F_2 велика по сравнению с площадью F_1 , то коэффициент излучения $C_{1-2} \approx C_1$.

Для окисленной стали среднее значение степени черноты $\varepsilon = 0,85$. Следовательно, $C_1 = 5,7 \cdot 0,85 = 4,84 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \text{ К})$.

Потеря теплоты лучеиспусканием:

$$Q_{\text{л}} = C_{1-2} F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = 4,84 \cdot 11 \cdot (3,43^4 - 2,93^4) = 3245 \text{ Вт}.$$

Общую потерю теплоты лучеиспусканием и конвекцией найдем по формуле

$$Q = \alpha F_1 (t_{\text{ст}} - t_{\text{возд}}).$$

Здесь α – суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией – определяется по формуле

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t = 9,74 + 0,07(80 - 25) = 13,59 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \text{ К}).$$

Общая потеря теплоты аппаратом

$$Q = 13,59 \cdot 11,0 \cdot (80 - 25) = 8222 \text{ Вт}.$$

Варианты

Вар. №	H, м	D, м	t ₁ , °C	t ₂ , °C	Вар. №	H, м	D, м	t ₁ , °C	t ₂ , °C
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	2	0,8	85	35	16	1,8	0,8	85	30
2	3	0,9	90	20	17	2,4	0,9	70	35
3	2,4	1,2	70	25	18	2,5	1,2	95	20
4	2,6	1,5	65	30	19	2,8	1,5	80	35
5	3,4	1,9	85	20	20	3,4	1,9	85	25
6	3,1	2,0	90	30	21	3,0	0,95	75	30
7	1,9	1,4	85	35	22	3,6	0,5	80	35
8	1,8	1,3	70	20	23	2,7	0,7	85	20
9	2,4	0,8	95	35	24	2,2	0,8	75	25
10	2,5	0,95	80	25	25	3,5	0,9	65	30
11	2,8	0,5	85	30	26	2,4	0,85	80	20
12	3,4	0,7	75	20	27	2,6	1,4	90	30
13	3,0	0,8	65	30	28	3,4	1,3	85	35
14	3,6	0,9	80	25	29	3,1	0,8	70	35
15	2,7	0,85	90	35	30	1,9	0,95	95	20

Расчет 13. Определить количество выпаренной воды и толщину слоя изоляции аппарата

а) Исходный (начальный) раствор гидроксида натрия содержит 85 г/л воды. Плотность упаренного раствора при 30 °C равна 1,555 г/см³. Это соответствует концентрации 840 г/л раствора. Определить количество выпаренной воды на 1 т исходного раствора.

б) Определить необходимую толщину слоя изоляции аппарата, внутри которого температура 154 °C. Изоляционный материал-совелит. Температура наружной поверхности изоляции не должна быть выше 50 °C.

а) Решение. Массовая доля растворенного вещества в начальном растворе:

$$x_n = \frac{85}{1000 + 85} = 0,078 \cdot$$

В конечном растворе

$$x_k = 840/1555 = 0,54.$$

Количество выпаренной воды на 1 т исходного раствора:

$$W = G_H \left(1 - \frac{x_H}{x_K} \right) = 1000 \cdot \left(1 - \frac{0,078}{0,54} \right) = 855 \text{ кг.}$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
G, тонна	0,6	0,8	0,9	1,5	2,5	2,3	4,5	6,2	3,5	7,2
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
G, тонна	5,6	8,2	2,4	3,4	3,9	4,8	1,8	2,7	3,6	5,7
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
G, тонна	9,6	8,7	6,8	5,3	4,1	5,7	5,8	6,4	7,9	4,6

б) Решение. Примем температуру окружающего воздуха $t_o = 25^\circ\text{C}$ и определим суммарный коэффициент теплоотдачи в окружающую среду лучеиспусканием и конвекцией

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t = 9,74 + 0,07 \cdot (50 - 25) = 11,49 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где α – суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; Δt – разность температур поверхности аппарата и окружающего воздуха, К.

Удельный тепловой поток

$$q = \alpha(t_{cm} - t_o) = 11,49 \cdot (50 - 25) = 287,25 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Принимая приближенно, что все термическое сопротивление сосредоточено в слое изоляции, можно написать

$$q = K(t_{\text{нар}} - t_o) \approx \frac{\lambda}{\sigma}(t_{\text{нар}} - t_o).$$

Откуда толщина слоя изоляции:

$$\sigma = \frac{\lambda}{q} (t_{\text{нар}} - t_o) = \frac{0,098}{287,25} (154 - 25) = 0,044 \text{ м},$$

где $\lambda=0,098 \text{ Вт/(м·К)}$ – коэффициент теплопроводности совелита.

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Внут. температура, °С	175	164	187	163	132	120	110	109	102	97
Наруж. температура, °С	45	62	53	47	34	52	41	46	52	38
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Внут. температура, °С	122	154	162	143	174	156	141	133	156	111
Наруж. температура, °С	32	41	36	54	62	41	45	29	47	37
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Внут. температура, °С	150	130	121	142	130	128	124	136	152	147
Наруж. температура, °С	27	34	38	42	43	39	38	27	36	48

Расчет 14. Определить количество теплоты и площадь поверхности охлаждения

Определить количество теплоты, которое необходимо отводить в кристаллизаторе непрерывного действия для охлаждения от 90 до 40 °С 5000 кг/ч водного раствора NaNO_3 содержащего при 90 °С 16 моль NaNO_3 на 1000 г воды. Учесть, что в кристаллизаторе при охлаждении раствора одновременно испаряется вода в количестве 3 % от исходного количества раствора. Также определить требуемую площадь поверхности охлаждения и расход воды в кристаллизаторе. Коэффициент теплопередачи принять равным 100 Вт/(м²·К). Вода поступает в охлаждающую рубашку при 15 °С и выходит при 20 °С. Охлаждение противоточное.

Решение. По кривой растворимости NaNO_3 определено, что концентрация насыщенного раствора NaNO_3 при 40 °С составляет 12,3 моль на 1000 г воды.

При охлаждении раствора до 40 °С будет выделяться $G_{\text{кр}}$ (в кг/с) кристаллов

$$G_{кр} = \frac{G_1 (x_2 - x_1) - W x_2}{x_2 - x_{кр}},$$

где G_1 – количество исходного раствора, кг; x_1 – концентрация исходного раствора по безводной соли, масс.доли или %; x_2 – концентрация маточного раствора по безводной соли после кристаллизаций, масс.доли или %; W – количество выпаренного растворителя, кг; $x_{кр}=M/M_{кр}$ – соотношение мольных масс растворимого вещества и кристаллогидрата.

Пересчитываем концентрации в массовые доли:

$$x_1 = \frac{16 \cdot 85}{1000 + 16 \cdot 85} = 0,576 \text{ кг / кг};$$

$$x_2 = \frac{12,3 \cdot 85}{1000 + 12,3 \cdot 85} = 0,511 \text{ кг / кг}.$$

где 85 – мольная масса NaNO_3 , кг/кмоль.

Величина $x_{кр}=1$, т. к. NaNO_3 кристаллизуется в безводной форме имеем

$$G_{кр} = \frac{5000(0,511 - 0,576) - 0,03 \cdot 5000 \cdot 0,511}{3600(0,511 - 1)} = 0,229 \text{ кг / с}.$$

Количество теплоты, которое надо отводить, подсчитаем по формуле

$$Q = G_1 c (t_1 - t_2) + G_{кр} q - W r,$$

где W – расход испаряющейся воды, кг/с; r – удельная теплота парообразования воды, Дж/кг.

Удельную теплоту кристаллизации NaNO_3 q примем равной $21000 \cdot 10^3$ Дж/кмоль.

Удельную теплоемкость раствора с определяем по уравнению $c = 4190(1-x) + c_1 x$, для чего предварительно находим удельную теплоемкость твердой соли по уравнению

$$c_1 = \frac{n_1 C_1 + n_2 C_2 + n_3 C_3 + \dots}{M} = \frac{(26 + 26 + 3 \cdot 16,8)}{85} = 1,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}},$$

где M – молекулярная масса химических соединений; n – количества элементарных атомов в соединениях; C – атомная теплоемкость, Дж/(кг·атом·К).

Для двухкомпонентного водного концентрированного раствора ($x > 0,2$) определяем теплоемкость:

Тогда при $x = 57,6\%$:

$$c = 4190(1-x) + c_1 x = 4190 \cdot 0,424 + 1200 \cdot 0,576 = 2470 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Количество отводимой теплоты

$$Q = \frac{5000}{3600} 2,47 \cdot 10^3 (90 - 40) + 0,229 \frac{21000 \cdot 10^3}{85} - \frac{0,03 \cdot 5000 \cdot 2345 \cdot 10^3}{3600} = 130000 \text{ Вт},$$

где $2345 \cdot 10^3$ Дж/кг – удельная теплота парообразования воды при средней температуре, равной $(90+40)/2 = 65^\circ \text{C}$.

Площадь поверхности охлаждения определяем по формуле

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{cp}}}$$

В условиях задачи температурная схема:

90 → 40

20 ← 15

откуда

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{(90 - 20) - (40 - 15)}{2,31 \lg \frac{90 - 20}{40 - 15}} = 43,75^\circ \text{C} = 43,75 \text{ К}.$$

Следовательно,

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{cp}} = \frac{130000}{100 \cdot 43,75} = 29,71 \text{ м}^2.$$

Расход воды:

$$G_{\text{вода}} = \frac{130000}{4,19 \cdot 10^3 (20 - 15)} = 6,33 \text{ кг / с} = 22400 \text{ кг/ч.}$$

Варианты

Вар. №	G, т/ч	Температура воды в рубашке, °С.		Вар. №	G, т/ч	Температура воды в рубашке, °С.	
		охлаждение	нагревание			охлаждение	нагревание
1	2	3	4	5	6	7	8
1	2,65	15	25	16	2,65	15	25
2	3,7	20	30	17	2,73	20	30
3	4,85	10	25	18	6,89	15	25
4	5,67	15	30	19	4,46	10	15
5	1,94	25	40	20	5,72	25	30
6	2,53	30	40	21	2,53	35	40
7	3,49	15	25	22	3,49	25	40
8	2,73	20	30	23	2,73	20	45
9	6,89	15	25	24	6,89	30	55
10	4,46	10	15	25	4,46	20	30
11	5,72	25	30	26	5,72	10	25
12	3,67	35	40	27	3,67	15	30
13	1,52	25	40	28	3,67	25	40
14	2,59	20	45	29	1,52	30	40
15	3,71	30	55	30	2,59	35	40

Расчет 15. Определить коэффициент теплоотдачи и температуру нагревательной спирали выпарного аппарата

Разбавленный раствор Na_2CO_3 концентрируется в двухкорпусном выпарном аппарате. Расход исходного раствора поступающего в первый корпус $G_{н1}=2,5$ кг/с. Концентрация раствора упаренного из второго корпуса $x_{к2}=28,4$ % (масс).

Начальная температура раствора $t_n=84\text{ }^{\circ}\text{C}$, наружная поверхность установки $F_{\text{нар}}=72\text{ м}^2$, поверхность подогревателя $F_{\text{теплоб}}=20\text{ м}^2$, наружная температура 1-выпарного аппарата $t_{\text{ст1}}=86\text{ }^{\circ}\text{C}$, наружная температура 2-выпарного аппарата $t_{\text{ст2}}=49\text{ }^{\circ}\text{C}$. Определить коэффициент теплоотдачи и температуру нагревательной спирали. Другие данные раствора показаны в табл. 2.4

Таблица 2.4.

Данные раствора

$\rho_{\text{абс1}}=1,033+0,2=1,233\text{ кг/см}^2$	Энтальпия воды в выпарном аппарате I, $I_{\text{вода2}}=250\text{ кДж/кг}$
$\rho_{\text{абс2}}=1,033-0,81=0,223\text{ кг/см}^2$	Температура конденсации нагреваемого пара, $t_{\text{к2пар}}=60\text{ }^{\circ}\text{C}$
$x_{\text{н1}}=9,4\text{ \% (масс)}$	Температура производственных помещений $t_{\text{воз}}=20\text{ }^{\circ}\text{C}$
$x_{\text{к1}}=17,5\text{ \% (масс)}$	Наружный диаметр трубы, $d_{\text{ср}}=13,5\text{ мм}$
$x_{\text{н2}}=17,5\text{ \% (масс)}$	Активная длина трубы, $L_{\text{т}}=1415\text{ мм}$
Температура кипения 1-ого раствора $t_{\text{кип1}}=101\text{ }^{\circ}\text{C}$	Коэффициент $v=0,08$
Температура кипения 2-ого раствора $t_{\text{кип2}}=59\text{ }^{\circ}\text{C}$	Коэффициент теплопроводности, $\lambda=0,6\text{ Вт/м}\cdot\text{К}$
Энтальпия 2-ого пара в выпарном аппарате I, $I_{\text{2пар1}}=2686\text{ кДж/кг}$	Коэффициент кинематической вязкости, $\mu=0,3\cdot 10^{-6}\text{ м}^2/\text{с}$
Энтальпия 2-ого пара в выпарном аппарате II, $I_{\text{2пар2}}=2607\text{ кДж/кг}$	Поверхностное натяжение, $\sigma=0,06\text{ н/м}$
Энтальпия воды в выпарном аппарате I, $I_{\text{вода1}}=437\text{ кДж/кг}$	Термическое сопротивление, $r_{\text{тер}}=0,01\text{ м}^2\cdot\text{К/Вт}$
Энтальпия воды в выпарном аппарате II, $I_{\text{вода2}}=250\text{ кДж/кг}$	

Количество воды, выпариваемое в корпусе I в единицу времени (кг/с)

$$W_I = G_{\text{н1}}(x_{\text{к1}} - x_{\text{н1}})/x_{\text{к1}} = \frac{2,5(17,5 - 9,4)}{17,5} = 1,16\text{ кг/с.}$$

Количество воды, выпариваемое в корпусе II в единицу времени (кг/с):

$$W_2 = G_{n2}(x_{\kappa 2} - x_{n2})/x_{\kappa 2} = \frac{1,34(28,4 - 17,5)}{28,4} = 0,51 \text{ кг/с.}$$

Расход теплоты на выпаривание в корпусе I, Вт

$$Q_I = Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{выпл}} + Q_{nI} = 161,5 \cdot 10^3 + 2608840 + 68239 = 2838579 \text{ Вт.}$$

Расход теплоты на подогрев

$$Q_{\text{нагр}} = G_{nI} c_{nI} (t_{\text{кунI}} - t_n) = 2,5 \cdot 3,8 \cdot 10^3 (101 - 84) = 161,5 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

Теплоемкость водных, растворов

$$c_{nI} = (1 - x_{nI})/100 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = (1 - 9,4)/100 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = 3,8 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)};$$
$$c_{n2} = (1 - x_{n2})/100 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = (1 - 17,5)/100 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = 3,46 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}.$$

Расход теплоты на испарение

$$Q_{\text{выпл}} = W_I (I_{2\text{напл}} - I_{\text{водаI}}) = 1,16(2686000 - 437000) = 2608840 \text{ Вт.}$$

Потери теплоты в окружающую среду:

$$Q_{nI} = \alpha_I F_{\text{нагр}} (t_{\text{смI}} - t_{\text{воз}}) = 14,36 \cdot 72 \cdot (86 - 20) = 68239 \text{ Вт.}$$

где α_I коэффициент теплоотдачи,

$$\alpha_I = 9,74 + 0,07 \Delta t_I = 9,74 + 0,07 \cdot (86 - 20) = 14,36 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{K}.$$

Расход теплоты на выпаривание в корпусе II, Вт:

$$Q_2 = -Q_{\text{с.исп}} + Q_{\text{выпл2}} + Q_{n2} = -194729 + 1202070 + 24576 = 1031917 \text{ Вт.}$$

Расход теплоты на самоиспарение

$$Q_{\text{с.исп}} = G_{n2} c_{n2} (t_{\text{кунI}} - t_{\text{кун2}}) = 1,34 \cdot 3460 (101 - 59) = 194729 \text{ Вт.}$$

Расход теплоты на испарение

$$Q_{\text{вып2}} = W_2(I_{2\text{нар2}} - I_{600a2}) = 0,51(2607000 - 250000) = 1202070 \text{ Вт.}$$

Потери теплоты в окружающую среду

$$Q_{n2} = \alpha_2 F_{\text{нар}}(t_{\text{см2}} - t_{603}) = 11,77 \cdot 72 \cdot (49 - 20) = 24576 \text{ Вт,}$$

где

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07(t_{\text{см2}} - t_{603}) = 9,74 + 0,07(49 - 20) = 11,77 \text{ Вт/м}^2\text{К.}$$

Коэффициент теплопередачи

$$K_2 = Q_2 / (F_{\text{меног}} \Delta t_{\text{ср2}}) = 1031917 / (50 \cdot 1) = 20638,34 \text{ Вт/(м}^2\text{·К)},$$

где

$$\Delta t_{\text{ср2}} = (t_{\text{к2нар}} - t_{\text{кун2}}) = 60 - 59 = 1^\circ\text{C.}$$

Коэффициент теплоотдачи в корпусе I,

$$\alpha_{\text{кип}} = \text{в} \left[\lambda^2 / (\nu \sigma T_{\text{кип}}) \right]^{1/3} q^{2/3} = 0,08 \cdot$$

$$\cdot \left[0,6^2 / \left(0,3 \cdot 10^{-6} \cdot 0,06 \cdot (273 + 84) \right) \right]^{1/3} 11830991,37^{2/3} = 158690,8 \text{ Вт/м}^2\text{К.}$$

где

$$q = \frac{Q_1}{\pi d_{\text{ср}} L_T n_{\text{ТЭН}}} = \frac{2838579}{3,14 \cdot 0,0135 \cdot 1,415 \cdot 4} = 11830991,37 \text{ Вт/м}^2.$$

Температура стенки электронагревателя (ТЭН),

$$T_{\text{ТЭН}} = \frac{q}{\alpha_{\text{кип}}} + t_{\text{кип1}} = \frac{11830991,37}{158690,8} + 101 = 175,55^\circ\text{C.}$$

Температура спирали

$$t_{\text{снур}} = t_{\text{ТЭН}} + r \cdot q_l = 175,55 + 0,01 \cdot 88607,02 = 1061,62 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

где

$$q_l = Q_l / (L_T n_{\text{ТЭН}})^2 = 2838579 / (1,415 \cdot 4)^2 = 88607,02 \text{ Вт/м}^2.$$

Варианты

Вар.№	G _{н1} , кг/с	x _{к2} , % (масс)	t _н , °C	F _{нар} , м ²	F _{теплоб} , м ²	t _{ср1} , °C	t _{ср2} , °C
1	2	3	4	5	6	7	8
1	1,8	23,7	98	30	20	98	55
2	2,0	29,18	95	32	15	100	58
3	1,5	23,7	100	40	30	95	52
4	1,7	33,86	90	50	30	92	53
5	1,3	29,18	93	45	25	97	51
6	1,45	33,86	97	52	27	96	50
7	1,2	29,18	91	40	27	98	48
8	2,1	23,72	94	48	32	99	51
9	1,75	27,38	98	30	18	95	53
10	1,55	35,1	96	42	33	88	51
11	1,25	29,4	93,5	44	29	86	49
12	2,12	24,65	94	38	27	93	52
13	1,88	36,2	94	61	45	75	53
14	1,2	32,4	92	55	38	86	50
15	1,31	34,5	79	48	35	78	47
16	2,5	28,4	84	72	50	86	49
17	1,42	30,2	79,5	46	31	93	48
18	0,98	27,5	86	50	34	92	45
19	1,32	38,2	73	60	43	96	51
20	1,72	26,5	93	46	32	93	48,5
21	1,23	21,18	95	45	25	97	41
22	1,5	38,86	91	52	27	96	40
23	1,12	23,18	97	40	27	98	58
24	2,31	26,72	96	48	32	99	61
25	2,75	21,38	99	30	18	95	43
26	1,15	39,1	92	42	33	88	52
27	1,51	24,4	92,5	44	29	86	39
28	2,1	34,65	98	38	27	93	62
29	1,12	38,2	97	61	45	75	43
30	1,14	42,4	96	55	38	86	40

2.8. Примеры по обработке лабораторных работ

Лабораторная работа № 1. Определение режима течения жидкости

Определим в лабораторных условиях режим течения жидкости в установке Рейнольдса, при следующих условиях: внутренний диаметр трубы 22 мм, расход жидкости 2 дм³/с; 4 дм³/с; 7 дм³/с, плотность жидкости 1000 кг/м³, динамический коэффициент вязкости 1,0·10⁻³ Па·с.

Обработка экспериментальных данных. Среднюю скорость воды в трубе рассчитываем по уравнению

$$w_1 = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{0,002}{0,785 \cdot 0,022^2} = 5,26 \text{ м / с};$$

$$w_2 = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{0,004}{0,785 \cdot 0,022^2} = 10,53 \text{ м / с};$$

$$w_3 = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{0,007}{0,785 \cdot 0,022^2} = 18,42 \text{ м / с}.$$

Рассчитываем критерий Рейнольдса

$$Re_1 = \frac{wd \cdot \rho}{\mu} = \frac{5,26 \cdot 0,022 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 115720;$$

$$Re_2 = \frac{wd \cdot \rho}{\mu} = \frac{10,53 \cdot 0,022 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 231660;$$

$$Re_3 = \frac{wd \cdot \rho}{\mu} = \frac{18,42 \cdot 0,022 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 405240.$$

Вывод: турбулентный режим.

Построим график зависимости $Re=f(w)$.

Экспериментальные данные

Вар. №	Внут. диаметр трубы, мм	Объем.расход жидкости, дм ³ /с	Вар. №	Внут.диаметр трубы, мм	Объем. расход жидкости, дм ³ /с
1	2	3	4	5	6
1	42	2; 8; 10	16	27	3; 7; 9
2	55	1; 3; 7	17	17	1; 5; 7
3	46	4; 8; 11	18	15	2; 3; 7
4	35	3; 5; 9	19	12	3; 8; 13
5	30	5; 8; 10	20	25	1; 3; 10
6	27	6; 10; 12	21	9	7; 9; 11
7	17	2; 5; 10	22	38	10; 12; 14
8	15	2; 7; 9	23	21	11; 13; 15
9	12	7; 11; 15	24	13	1; 4; 9
10	19	10; 8; 10	25	19	3; 8; 11
11	25	4; 6; 10	26	42	5; 7; 10
12	13	2; 7; 12	27	55	6; 8; 13
13	9	2; 4; 7	28	30	9; 12; 13
14	38	6; 8; 10	29	46	6; 9; 10
15	21	3; 8; 10	30	35	3; 8; 11

Лабораторная работа № 2. Реакторы вытеснения и смешения

а) Пример расчёта реактора вытеснения. Определить в лабораторных условиях объем реактора вытеснения для производства этилацетата из уксусной кислоты. Также определить время пребывания реагентов в реакторе и степень превращения реагента.

Исходные данные: внутренний диаметр реактора 6 см, длина стеклянной трубы 10 м, объемный расход реагентов $2 \cdot 10^{-3}$ м³/с, начальная концентрация NaOH 0,1 н, концентрация щелочи в указанной точке 0,03 н.

Обработка экспериментальных данных. Объем реактора рассчитывается по формуле

$$V_p = \frac{0,785 d^2 l}{1000} = \frac{0,785 \cdot 0,06^2 \cdot 10}{1000} = 2,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3.$$

Время пребывания реагентов в реакторе определяется по формуле

$$\tau = \frac{V_p}{V} = \frac{2,8 \cdot 10^{-5}}{0,002} = 0,014 \text{ ч.}$$

Степень превращения реагента X_A определяется по формуле:

$$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}} = \frac{0,1 - 0,03}{0,1} = 0,7 \cdot 100 = 70 \text{ \%}.$$

где C_{A0} – начальная концентрация щелоча; C_A – концентрация щелоча в указанной точке.

Экспериментальные данные

Экспериментальные данные	Варианты									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Объемный расход реагентов, $X \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$	2	1	2	3	4	2,5	3,6	4,3	1,8	1,3
Начальная концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-1} \text{ н}$	1	2	1	3	4	1,8	1,3	2,5	3,6	2
Указанная концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-2} \text{ н}$	2	3	1	4	2,3	3,7	4,2	1,8	1,6	0,8
Экспериментальные данные	Варианты									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Объем.расход реагентов, $X \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$	2	3	1	4	2,3	3,7	4,2	1,8	1,6	0,8
Началь.концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-1} \text{ н}$	2	1	2	3	4	2,5	3,6	4,3	1,8	1,3
Указанная концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-2} \text{ н}$	1	2	1	3	4	1,8	1,3	2,5	3,6	2
Экспериментальные данные	Варианты									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Объем.расход реагентов, $X \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$	3	4,2	1,8	1	0,8	2	1	2	3	4
Началь.концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-1} \text{ н}$	2	3,6	4,3	2	1,3	3	4	1	2	1
Указанная концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-2} \text{ н}$	1	2	1	3	4	1	1,6	1,5	2,6	2

б) Пример расчёта реактора смешения. В каскаде РИСНД протекает реакция второго порядка $A+B \rightleftharpoons D+ C$.

Объемный расход питания равен $U=10 \text{ м}^3/\text{ч}$. Начальная концентрация вещества А составляет $C_{A0}=1,5 \text{ кмоль}/\text{м}^3$. Константа скорости прямой реакции равна $k=10 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{ч})$, константа равновесия $K_p=16,0$. Необходимый выход продуктов должен составить 80 % от равновесного.

Требуется определить объем реакционной зоны РИСНД, обеспечивающий заданную производительность, а также число аппаратов в каскаде, если объем каждого из них равен 1/10 объема РИСНД.

При расчете числа реакторов в каскаде, необходимых для достижения заданной X_A , используется графический метод, основанный на решении системы из двух уравнений для каждого реактора каскада. Одно из них – кинетическое уравнение реакции $(-r_A) = f(C_{Am})$. Другое – характеристическое уравнение реактора

полного смешения, записанное в виде $-r_{Am} = \frac{I}{\tau} C_{Am-1} - \frac{1}{\tau} C_{Am}$.

Уравнения передают связь между концентрацией компонента А и скоростью его превращения в реакторе полного смешения.

Для определения числа реакторов в каскаде в системе координат $C_A - r_A$ (рис. 2.6) строим кривую, соответствующую характеристическую уравнению реактора полного смешения.

Затем из точки со значением концентрации А, равным C_{A0} , проводим прямую $\tan \alpha = -1/\tau_m$.

Точка пересечения кривой и прямой отвечают значению концентрации в первом реакторе.

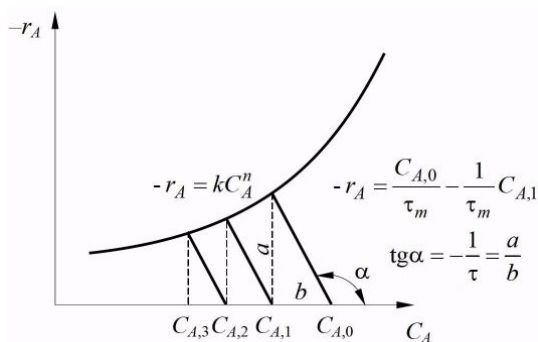


Рис 2.6. Графический метод определения числа реакторов в каскаде

Аналогично определяем концентрацию во втором реакторе, учитывая, что концентрация в первом реакторе является входной для второго. Поскольку τ_m в каскаде одинаковы, все прямые, определяемые кинетическим уравнением параллельны.

Операции повторяем до тех пор, пока в очередном реакторе не будет получена заданная конечная концентрация.

На основании полученных данных сделаем выводы о выборе условий ведения процесса.

Обработка экспериментальных данных. Обозначим через x_p равновесное количество продукта реакции (D и C). Тогда будем иметь

$$K_p = \frac{x_p^2}{(1,5 - 2 \cdot x_p)^2} = 16,$$

откуда $x_p=0,667$. Конечная степень превращения равна $x=0,8 \cdot 0,667=0,533$, а конечная концентрация вещества A равна $C_{Ak}=1,5-2 \cdot 0,533=0,434$. Уравнение скорости реакции для этого случая

$$\frac{dC_A}{d\tau} = k \cdot \left(C_A^2 - \frac{C_D \cdot C_C}{K_p} \right) = 10 \cdot \left[(1,5 - 2 \cdot x)^2 - \frac{x^2}{16} \right].$$

Для одной ступени будем иметь

$$r_A = 10 \cdot \left[(1,5 - 2 \cdot 0,533)^2 - \frac{0,533^2}{16} \right] = 1,70.$$

В то же время

$$r_A = \frac{C_{Ao} - C_{Ak}}{V / U} = \frac{1,5 - 0,434}{V / 10} = 1,70.$$

Отсюда получаем, что $V=6,27 \text{ м}^3$. Значение скорости реакции, соответствующее вычисленному C_{Ak} , для единичного РИСНД можно определить графически, что иллюстрирует рис. 2.7,а. Где

C_A	0	0,1	0,3	0,434	0,55	0,73	1,02	1,25
r_A	0	0,12	0,8	1,7	2,7	4,2	6,9	9

Если объем реактора в каскаде будет составлять 1/10 объема единичного РИСНД, тогда значение скорости реакции соответствует

$$-\frac{1}{\tau} = \frac{U}{V} = \frac{10}{0,627} = -15,9.$$

На рис. 2.7, б показан графический расчет каскада РИС при тех же C_{Ao} и C_{Ak} .

Таким образом, для достижения C_{Ak} необходим единичный РИСНД**объемом $V=6,27 \text{ м}^3$ или каскад РИС из четырех реакторов, каждый объемом $V=0,627 \text{ м}^3$.

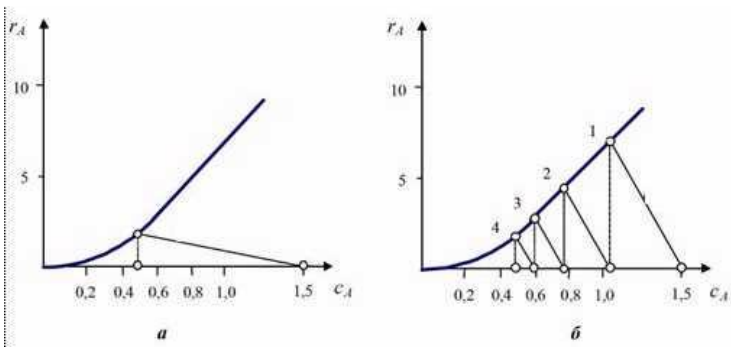


Рис 2.7. Графический расчет единичного РИСНД (а) и каскада РИС(б)

Экспериментальные данные

Экспериментальные данные	Варианты									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Объемный расход питания U , м ³ /ч	12	14	9	10	15	8	7	11	17	6
Начальная концентрация C_{Ao} , кмоль/м ³	1,2	1,5	1,1	0,7	1,3	1,6	1,7	1,4	1,0	0,9
Экспериментальные данные	Варианты									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Объемный расход питания U , м ³ /ч	13	9	7	15	21	8	16	20	17	18
Начальная концентрация C_{Ao} , кмоль/м ³	1,7	1,4	1,0	0,9	1,2	1,5	1,1	0,7	1,3	1,6

Продолжение вариантов

Экспериментальные данные	Варианты									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Объемный расход питания U , м ³ /ч	10	15	6	12	14	8	7	11	17	13
Начальная концентрация C_{A0} , кмоль/м ³	0,7	1,3	1,6	1,2	1,5	1,1	1,7	1,4	1,0	0,9

Лабораторная работа № 3. Исследование осаждения твердых частиц в жидкости под действием гравитационных сил

а) Определим в лабораторных условиях скорость осаждения частицы.

Экспериментально определяем скорости осаждения твердых частиц в жидкостях в зависимости от диаметра частиц, их формы и физических свойств частицы и жидкости. Результаты вводим в табл. 2.5.

Таблица 2.5.
Результаты опытов (усредненных из трех опытов)

Опыт	Частица	Жид- кость	Расстояние между метками, м	Время осаждения частицы τ , с	Опытная скорость осаждения, м/с
а	шарообразная	вода	0,2	2	0,1
б	кубическая	вода	0,2	2	0,1

б) Определить скорость «стесненного осаждения» частиц в отстойнике для очистки водной суспензии по следующим данным: содержание твердых частиц в исходной суспензии $x_0=0,1$, в осадке $x_{oc}=0,5$ и в потоке на выходе из отстойника $x=0,0001$. Частицы имеют шарообразную форму. Минимальный размер осаждаемых частиц $d_v=25$ мкм. Плотность частиц $\rho_v=2600$ кг/м³, плотность воды $\rho_c=1000$ кг/м³. Осаждение происходит при температуре 5 °С. Вязкость воды при 5 °С равна $\mu_c=1,519 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Обработка экспериментальных данных:

а) На основании данной скорости осаждения критерий Лященко равен:

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w_{oc}^3 \cdot \rho^2}{\mu \cdot (\rho_q - \rho) \cdot g} = \frac{0,1^3 \cdot 1000^2}{1 \cdot 10^{-3} (1400 - 1000) \cdot 9,81} = 254,84$$

По найденному значению Ly определяем критерий Ar по графику (Приложение 2) и из критерия Архимеда вычисляем диаметр шарообразной частицы

$$d_q = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \mu^2}{(\rho_q - \rho) \rho g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{(1400 - 1000) \cdot 1000 \cdot 9,81}} = 2,8 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Далее расчетным путем рассчитываем при ламинарном осаждении ($Re_{oc} < 2$) для одиночной сферической частицы скорость осаждения по формуле Стокса:

$$w_{oc} = \frac{d_q^2 \cdot g \cdot (\rho_q - \rho)}{18 \cdot \mu} = \frac{0,0028^2 \cdot 9,81 \cdot 400}{18 \cdot 0,001} = 1,7 \text{ м/с.}$$

Далее определяем критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{d^2 w_{oc} \rho}{\mu} = \frac{0,0028^2 \cdot 1,7 \cdot 1000}{0,001} = 13,33$$

Отсюда значение числа Архимеда

$$Ar = Re \cdot 18 = 13,33 \cdot 18 = 240.$$

Если частицы имеют несферическую форму, то пользоваться формулой Стокса для расчета w_{oc} нельзя. Для частиц неправильной формы скорость осаждения обычно меньше, и поэтому скорость, рассчитанную для сферической частицы, необходимо умножить (при отсутствии соответствующих графиков) на поправочный коэффициент формы ψ :

$$w_{oc} = \psi \cdot w_{oc.c\phi} = 0,8 \cdot 1,7 = 1,36 \text{ м/с,}$$

где 0,8 – значение коэффициента формы ψ для частиц в форме куба.

Полученные расчетные данные сравниваем экспериментальными данными.

Экспериментальные данные

Вар. №	Опытная скорость осаждения единичной частицы, м/с	Плотность частицы, кг/м ³	Вар. №	Опытная скорость осаждения единичной частицы, м/с	Плотность частицы, кг/м ³
1	0,9	2870	16	0,85	1254
2	1,1	3500	17	0,78	4256
3	0,7	1680	18	0,45	3245
4	0,4	2100	19	0,72	3265
5	0,3	8000	20	0,2	1235
6	0,5	3540	21	0,4	5684
7	0,6	2145	22	0,26	3256
8	0,7	6542	23	0,38	2145
9	0,4	4300	24	0,42	2975
10	0,3	5320	25	0,15	4265
11	0,1	4210	26	0,32	1245
12	0,8	6230	27	0,651	6423
13	0,2	1240	28	0,28	3254
14	1,2	1256	29	0,26	9600
15	0,8	5000	30	0,62	4321

б). Определим значение критерия Архимеда:

$$Ar = \frac{(25 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 1000 \cdot 9,81 \cdot (2600 - 1000)}{1,519 \cdot 10^{-3}} = 0,106$$

Критерий Рейнольдса равен

$$Re = \frac{Ar}{18} = \frac{0,106}{18} = 0,00589$$

Скорость свободного осаждения составит

$$w_{оч} = \frac{0,00589 \cdot 1,519 \cdot 10^{-3}}{25 \cdot 10^{-6} \cdot 1000} = 3,58 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Найдем плотность суспензии

$$\rho_0 = \frac{1}{\frac{0,1}{2600} + \frac{0,9}{1000}} = 1066 \text{ кг/м}^3.$$

Определим объемную долю жидкости в суспензии ε

$$\varepsilon = 1 - 0,1 \cdot \frac{1066}{2600} = 0,959.$$

Скорость «стесненного осаждения» частиц определяется так:

$$w_q = 3,58 \cdot 10^{-4} \cdot 0,959^2 \cdot 10^{-1,82(1-0,959)} = 2,77 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Экспериментальные данные

Вар. №	Размер частиц, $D_{\min}$, мкм	Плотность частицы, кг/м^3	Вар. №	Размер частиц, $D_{\min}$, мкм	Плотность частицы, кг/м^3
1	2	3	4	5	6
1	12	5684	16	8	8
2	18	3256	17	11	11
3	15	2145	18	17	17
4	37	2100	19	13	13
5	19	8000	20	15	15
6	8	3540	21	16	16
7	11	2145	22	24	24
8	17	2870	23	27	27
9	13	3500	24	21	21
10	15	1680	25	22	22
11	16	1254	26	35	1245
12	24	4256	27	13	6423
13	27	3245	28	17	3254
14	21	2975	29	10	5320
15	22	4265	30	14	4210

Лабораторная работа № 4. Изучение процесса фильтрования в вакуум-фильтре

Определим в лабораторных условиях графическим путем константы фильтрации r_o и R_{fn} в вакуум – фильтре.

Исследуем кинетики фильтрования на суспензии, твердые частицы которой при фильтровании образуют несжимаемый осадок.

Определяем через определенной промежуток времени количество фильтрата до конца опыта и в конце опыта высоту полученного осадка. Измеряем силу вакуума. Результаты вводим в табл. 2.6.

Таблица 2.6.

Экспериментальные данные

№	Время, с	Количество фильтрата, мл	Отношение, τ/V	h, мм	Давление, Па	Диаметр фильтра, см
1	0	0	0	—	—	—
2	10	15	0,67	—	—	—
3	20	28	0,71	—	—	—
4	30	39	0,77	—	—	—
5	40	47	0,85	50	$3,4 \cdot 10^{-3}$	10

Обработка экспериментальных данных. Чтобы определить характеристики получившегося слоя осадка и сопротивление фильтрующей перегородки $R_{f.n}$ необходимо найти коэффициенты C и K . Сделать это можно двумя способами: графическим путем (рис. 2.8) или аналитическим, воспользовавшись уравнением, которое можно представить в виде уравнения прямой линии типа $y = ax+b$:

$$\frac{\tau}{V} = \frac{1}{K}V + \frac{2C}{K},$$

где коэффициент уравнения $a = \frac{1}{K}$ – тангенс угла наклона прямой

мой $\frac{\tau}{V} = f(V)$, а коэффициент $b = \frac{2C}{K}$ – отрезок, которая прямая

отсекает на оси ординат. Поэтому уравнение, выражающее прямолинейную зависимость между величинами τ/V и V , можно применить как для графического, так и для аналитического определения констант C и K для каждого из проведенных опытов.

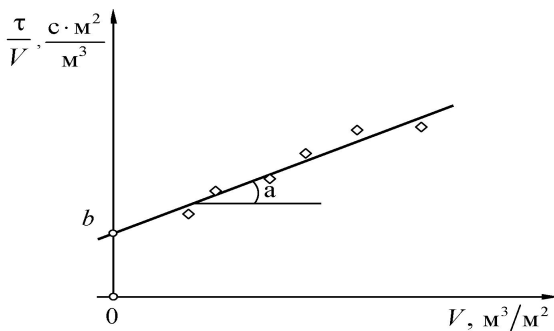


Рис. 2.8. Определение констант фильтрования К и С

$$y = ax + b; 0,85 = 0,765 \cdot 4,7 \cdot 10^{-3} + b,$$

отсюда

$$b = 0,846, \text{ где } a = 13/17 = 0,765.$$

Тогда

$$K = 1/0,765 = 1,307 \text{ и } C = (0,846 \cdot 1,307)/2 = 0,553.$$

Проверка

$$\frac{\tau}{V} = \frac{1}{1,307} \cdot 4,7 \cdot 10^{-3} + \frac{2 \cdot 0,553}{1,307} = 3,5 \cdot 10^{-3} + 0,846 = 0,85.$$

Найденные значения К и С позволяют определить константы фильтрации r_o и $R_{\phi n}$ на основе соотношений:

$$\frac{2\Delta P}{\mu r_0 x_0} = K; \quad \frac{2R_{\phi n}}{r_0 x_0} = C.$$

Находим

$$x_o = (h_{oc} \cdot S)/V = (0,05 \cdot 0,1)/4,7 \cdot 10^{-3} = 1,06,$$

где h_{oc} – высота осадка; S – диаметр фильтра.

$$r_o = \frac{2\Delta P}{K_{\text{мх}_0}} = \frac{2 \cdot 3,4 \cdot 10^{-3}}{1,307 \cdot 0,001 \cdot 1,06} = 4,927 \text{ м}^{-2}.$$

$$R_{\text{фп}} = \frac{C_{r_o} x_o}{2} = \frac{0,553 \cdot 4,927 \cdot 1,06}{2} = 1,44 \text{ м}^{-1}.$$

Экспериментальные данные

№ вар	Время, с	Количество фильтрата, мл	h, мм	Давление, Па
1	2	3	4	5
1	0;10;20;30;40	0;10;18;25;30	25	$3,4 \cdot 10^{-3}$
2	0;12;24;36;48	0;15;27;35;40	10	$2,4 \cdot 10^{-3}$
3	0;5;10;15;20	0;8;15;20;23	23	$3,0 \cdot 10^{-3}$
4	0;8;16;24;32	0;13;23;30;35	20	$2,8 \cdot 10^{-3}$
5	0;13;26;39;52	0;18;33;43;50	50	$1,8 \cdot 10^{-3}$
6	0;7;14;21;28	0;11;20;27;33	35	$3,4 \cdot 10^{-3}$
7	0;17;34;51;68	0;12;20;37;32	45	$2,8 \cdot 10^{-3}$
8	0;11;22;33;44	0;20;35;45;50	28	$2,4 \cdot 10^{-3}$
9	0;9;18;27;36	0;13;20;25;28	22	$4,5 \cdot 10^{-3}$
10	0;15;30;45;60	0;9;17;23;26	45	$3,6 \cdot 10^{-3}$
11	0;12;24;36;48	0;12;20;37;32	15	$1,4 \cdot 10^{-3}$
12	0;5;10;15;20	0;20;35;45;50	20	$2,8 \cdot 10^{-3}$
13	0;8;16;24;32	0;13;20;25;28	33	$3,5 \cdot 10^{-3}$
14	0;10;20;30;40	0;11;20;27;33	40	$2,8 \cdot 10^{-3}$
15	0;12;24;36;48	0;12;20;37;32	23	$1,3 \cdot 10^{-3}$
16	0;5;10;15;20	0;20;35;45;50	36	$4,4 \cdot 10^{-3}$
17	0;11;22;33;44	0;15;27;35;40	25	$2,2 \cdot 10^{-3}$
18	0;9;18;27;36	0;8;15;20;23	22	$2,4 \cdot 10^{-3}$
19	0;15;30;45;60	0;13;23;30;35	27	$3,5 \cdot 10^{-3}$
20	0;11;22;33;44	0;8;15;20;23	35	$3,1 \cdot 10^{-3}$
21	0;9;18;27;36	0;13;23;30;35	33	$1,4 \cdot 10^{-3}$
22	0;15;30;45;60	0;18;33;43;50	40	$2,8 \cdot 10^{-3}$
23	0;10;20;30;40	0;13;23;30;35	23	$1,3 \cdot 10^{-3}$
24	0;12;24;36;48	0;8;15;20;23	22	$2,8 \cdot 10^{-3}$
25	0;5;10;15;20	0;13;23;30;35	35	$3,4 \cdot 10^{-3}$
26	0;15;30;45;60	0;15;27;35;40	45	$2,8 \cdot 10^{-3}$
27	0;12;24;36;48	0;8;15;20;23	28	$2,4 \cdot 10^{-3}$
28	0;5;10;15;20	0;13;23;30;35	45	$3,5 \cdot 10^{-3}$
29	0;8;16;24;32	0;18;33;43;50	15	$4,5 \cdot 10^{-3}$
30	0;10;20;30;40	0;15;27;35;40	20	$3,6 \cdot 10^{-3}$

Лабораторная работа № 5. Определение характеристик работы циклона

В лабораторных условиях рассчитываем циклон для улавливания частиц сухого материала из воздуха по следующим данным: объемный расход газа $0,07 \text{ м}^3/\text{с}$, диаметр входного патрубка циклона 35 мм, внутренний диаметр цилиндрической части циклона 170 мм, разность давления в циклоне $645 \text{ м}^2/\text{с}^2$, расход твердого материала на входе в циклон $0,0023 \text{ кг/с}$, масса уловленного твердого материала 200 г время работы дозатора 2 мин.

Определим зависимости степени очистки циклона от условной скорости газового потока в циклоне.

Обработка экспериментальных данных. Скорость газа во входном патрубке

$$w_{\text{вх}} = \frac{V}{f_{\text{вх}}} = \frac{V}{D_{\text{вх}}^2 \cdot \frac{\pi}{4}} = \frac{0,07}{0,035^2 \cdot 0,785} = 70,713 \text{ м/с}.$$

Скорость газа в циклоне, обеспечивающая высокую степень очистки

$$w_{\text{ц}} = \frac{V}{0,785 \cdot D_{\text{ц}}^2} = \frac{0,07}{0,785 \cdot 0,17^2} = 3 \text{ м/с}.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления циклона отнесенного к площади свободного поперечного сечения цилиндрической части корпуса циклона:

$$\xi' = \frac{\Delta P_{\text{ц}} \cdot 2}{\rho \cdot w_{\text{ц}}^2} = \frac{645 \cdot 2}{1,29 \cdot 3^2} = 86,132.$$

Общий коэффициент гидравлического сопротивления циклона

$$\xi = \frac{\Delta P_{\text{ц}} \cdot 2}{\rho \cdot w_{\text{вх}}^2} = \frac{645 \cdot 2}{1,29 \cdot 70,713^2} = 0,155$$

Соотношения $\Delta p_{ц}/\rho$

$$\frac{\Delta P_{ц}}{\rho} = \frac{645}{1,29} = 500 \text{ м}^2/\text{с}^2.$$

Расход уловленного твердого материала, (кг/с)

$$G_{ул} = \frac{m}{\tau} = \frac{0,2}{120} = 0,0016 \text{ кг/с}.$$

Степень очистки газового потока проходящего через циклон

$$\eta = \frac{G_{ул}}{G_{н}} \cdot 100 = \frac{0,0016}{0,0023} \cdot 100 = 72 \text{ \%}.$$

Экспериментальные данные

Для всех вариантов	$V, \text{м}^3/\text{с}$	$\Delta P_{ц}, \text{м}^2/\text{с}^2$
	0,07	500
	0,075	625
	0,08	750

Вар. №	D _{вх} , мм	D _ц , мм	m, гр	τ, мин	Вар.№	D _{вх} , мм	D _ц , мм	m, гр	τ, мин
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	30	150	300	4	16	30	156	250	3,7
2	40	160	250	2	17	37	183	270	4
3	37	140	200	2	18	45	150	300	3
4	25	175	320	4	19	40	160	400	2
5	33	180	350	1,5	20	36	183	350	4
6	15	120	230	4	21	37	170	230	5
7	28	156	340	5	22	25	168	340	4
8	34	183	410	1,7	23	28	174	410	5
9	30	165	390	4	24	30	165	390	4,8
10	28	150	270	3	25	28	150	300	5
11	37	183	300	2	26	33	180	320	4
12	45	170	400	5	27	15	120	350	6
13	36	190	450	2,8	28	28	190	450	5
14	28	168	320	5	29	34	140	200	4
15	25	174	350	4	30	25	175	320	2,5

Лабораторная работа № 6. Изучение процесса теплопередачи в теплообменнике

В лабораторных условиях определяем поверхность теплообмена в теплообменнике «труба в трубе» для нагрева 7 т/ч воды от 20 до 45 °С конденсатом с начальной температурой 85 °С, конечной 60 °С (рис. 2.9).

Принимаем противоточную схему движения теплоносителей. Результаты экспериментальных данных вводим в табл. 2.7.

Таблица 2.7.

Измеряемые величины

Температура теплоносителей, °С			
Вход горячей воды, С°	Выход горячей воды С°	Вход холодной воды, С°	Выход холодной воды, С°
85	60	20	45

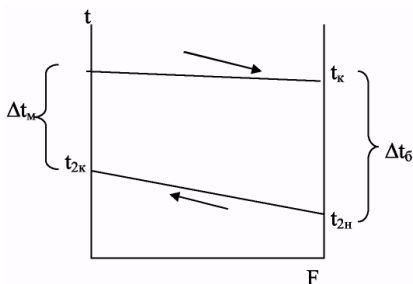
Обработка экспериментальных данных. Определяем величины: Q – тепловой поток, k – коэффициент теплопередачи, F – площадь поверхности теплопередачи, Δt – температурный напор.

Произвести оценку результатов расчета, анализ данных и сделать выводы, касающиеся полученных результатов исследований.

Горячая вода поступает в межтрубное пространство, а

холодная вода движется по внутренней трубе. Схема движения теплоносителей показано на рис. 2.9.

Средняя разность температур



$$\Delta t_M = t_{1н} - t_{2к} = 85 - 45 = 30 \text{ °С}$$

$$\Delta t_6 = t_{1к} - t_{2н} = 60 - 20 = 40 \text{ °С}$$

Рис. 2.9. Схема движения теплоносителей

Так как отношение

$$\Delta t_6 / \Delta t_M = 40 / 30 = 1,3 < 2, \text{ то}$$

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{\delta} + \Delta t_m)/2 = (40 + 30)/2 = 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Средняя температура холодной воды

$$t_{1cp} = (t_{1n} + t_{1к})/2 = (85+60)/2 = 72,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Средняя температура горячей воды

$$t_{2cp} = t_{1cp} - \Delta t_{cp} = 72,5 - 35 = 37,5 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Тепловая нагрузка аппарата

$$Q = 1,05 G_2 c_2 (t_{2n} - t_{2к}),$$

где $c_2 = 4,18 \text{ кДж/кг}\cdot\text{K}$ – теплоемкость воды при $37,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$; G_2 – массовый расход горячей воды; 1,05 – коэффициент, учитывающий потери в окружающую среду.

$$G_2 = 7000/3600 = 1,94 \text{ кг/с},$$
$$Q = 1,05 \cdot 1,94 \cdot 4,18 (45 - 20) = 127,7 \text{ кВт}.$$

Расход холодной воды

$$G_1 = Q/c_1 (t_{1n} - t_{1к}),$$

где $c_1 = 4,19 \text{ кДж/кг}\cdot\text{K}$ – теплоемкость воды при $72,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$;

$$G_1 = 127,7 / 4,19 (85-60) = 2,03 \text{ кг/с}.$$

Тепловое сопротивление стенки

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0,004}{17,5} = 2,28 \cdot 10^{-4},$$

где $\delta = 0,004 \text{ м}$ – толщина стенки; $\lambda_{cm} = 17,5 \text{ Вт/(м}\cdot\text{K)}$ – теплопроводность нержавеющей стали.

Коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}.$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{2132} + \frac{0,004}{17,5} + \frac{1}{4352}} K = 1078,955 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

где $\alpha_1=4352 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ – коэффициент теплоотдачи от холодной воды к стенке; $\alpha_2=2132 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ – коэффициент теплоотдачи от стенки к горячую воду (при этих условиях).

Поверхность теплообмена

$$F = Q / (K \Delta t_{cp}) = 127,7 \cdot 10^3 / (1078,955 \cdot 35,0) = 3,38 \text{ м}^2.$$

Экспериментальные данные

Варианты п/п	Расход воды, т/ч	Вход горячей воды, С°	Выход горячей воды С°	Вход холодной воды, С°	Выход хо- лодной воды, С°
1	2	3	4	5	6
1	6	100	50	15	70
2	4	98	54	20	60
3	9	95	51	18	69
4	12	90	48	22	55
5	10	88	56	16	50
6	14	94	52	23	67
7	7	105	55	15	75
8	6	85	54	17	33
9	8	98	62	22	50
10	11	95	70	18	59
11	8	90	48	22	45
12	5	108	46	19	40
13	12	105	50	15	65
14	15	100	51	23	50
15	14	98	60	20	64
16	8	95	41	20	60
17	11	90	58	22	55
18	10	93	56	17	55

Продолжение вариантов

1	2	3	4	5	6
19	7	105	65	15	75
20	6	107	50	18	74
21	5	99	64	20	60
22	9	95	51	18	72
23	10	96	58	20	55
24	11	80	56	16	60
25	7	105	55	15	75
26	4	112	57	18	67
27	4	90	54	20	60
28	9	91	61	21	62
29	16	93	48	22	55
30	12	95	66	26	56

Лабораторная работа № 7. Исследование вакуум-выпарного аппарата периодического действия

В лабораторных условиях рассчитать параметры материального баланса однокорпусной выпарной установки, обогреваемой с помощью электрического тока.

Определить пользуясь правилом Бабо, температурную депрессию $\Delta t_{\text{ДЕПР}}$ для 25 % водного раствора хлористого кальция при абсолютном давлении над раствором $p_1=0,36 \text{ кгс/см}^2$.

Результаты вводить в табл. 2.8.

Таблица 2.8.

Показатели работы установки

Выпариваемый раствор, CaCl_2				Абсолютное давление
Количество исходного раствора $G_{\text{Н}}$, кг	Количество упаренного раствора $G_{\text{К}}$, кг	Исходная концентрация раствора, $X_{\text{Н}}$, масс %	Конечная концентрация раствора, $X_{\text{К}}$, масс %	
0,5	0,16	12	37,5	0,36 кгс/см ²

Обработка экспериментальных данных: Составляем материальный баланс.

$$G_H = G_K + G_W,$$

где G_H – количество исходного раствора, кг; G_K – количество упаренного раствора, кг; G_W – количество упаренной воды, кг.

Из этого уравнения определяется величина W , которая сопоставляется с количеством конденсата, полученного экспериментально, $G_{WЭКСП}$.

$$G_W = G_H - G_K = 0,5 - 0,16 = 0,34 \text{ кг.}$$

Рассчитывается конечная концентрация упаренного раствора X_{KP} из соотношения

$$X_{KP} = G_H X_H / G_K = \frac{0,5 \cdot 12}{0,16} = 38 \text{ масс \%},$$

где X_H и X_K – соответственно начальная и конечная концентрации упариваемого раствора, масс %.

Величина X_{KP} сопоставляется с экспериментальной величиной X_K . Для дальнейших расчетов при периодическом процессе выпарки используется значение средней концентрации упариваемого раствора

$$X_p = \frac{X_H + X_K}{2} = \frac{12 + 38}{2} = 25$$

Температура кипения раствора (t_p) является важным параметром процесса при выпаривании и зависит от химической природы и количества растворенных твердых веществ и растворителя, а также от давления над раствором

$$t_p = t + \Delta t_{ДЕПР} + \Delta t_{ГСТ} + \Delta t_{ГДР}.$$

где t – температура вторичного пара.

Значения гидростатической ($\Delta t_{ГСТ}$) и гидравлической ($\Delta t_{ГДР}$) депрессий невелики, из-за их малого значения их можно не учитывать.

Величину $\Delta t_{ДЕПР}$ при любом давлении можно получить, пользуясь уравнением И.А.Тищенко. Однако, если экспериментальные данные о величине $\Delta t_{ДЕПР}$ отсутствуют, то значения

$\Delta t_{\text{ДЕПР}}$ могут быть приближенно вычислены по правилу Бабо, согласно которому относительное изменение давления пара над разбавленным раствором данной концентрации есть величина постоянная, независящая от температуры кипения раствора, т. е.

$$\left(\frac{p_1}{p_B} \right) = K = \text{const},$$

где p_B – давление насыщенного пара чистого растворителя при той же температуре; p_1 – давление пара раствора.

Значение температурной депрессии $\Delta t_{\text{ДЕПР}} = t_P - t_B$ – разности между температурой кипения раствора (t_P) и температурой кипения чистого растворителя (t_B) при одинаковом давлении – находим по правилу Бабо.

По табл. П.9 находим, что 25% водный раствор хлористого кальция под атмосферным давлением ($1,033 \text{ кгс/см}^2$) кипит при температуре $107,5 \text{ }^\circ\text{C}$. При этой температуре давление насыщенного пара воды (табл. П.10) $p_B = 1,345 \text{ кгс/см}^2$.

Согласно правилу Бабо, отношение давлений пара над раствором p_1 и воды p_B при одной и той же температуре будет

$$\left(\frac{p_1}{p_B} \right)_{107,5} = \frac{1,033}{1,345} = 0,77,$$

и это отношение сохраняет постоянное значение при всех температурах кипения раствора.

Для искомой температуры кипения раствора при $p_1 = 0,36 \text{ кгс/см}^2$.

$$\left(\frac{p_1}{p_B} \right)_t = \frac{0,36}{p_B} = 0,77,$$

Откуда $p_B = 0,36 / 0,77 = 0,467 \text{ кгс/см}^2 = 343 \text{ мм рт. ст.}$, чему соответствует по табл. П.11 температура кипения воды $79,2 \text{ }^\circ\text{C}$. Эту же температуру кипения будет иметь и раствор хлористого кальция (25 %) при давлении над раствором $0,36 \text{ кгс/см}^2$.

Температура кипения воды при давлении $0,36 \text{ кгс/см}^2 = 264,6 \text{ мм рт.ст.}$ (табл. П.11) равна $72,9^\circ \text{C}$.

Температурная депрессия раствора

$$\Delta t_{\text{ДЕПР}} = t_P - t_B = 79,2 - 72,9 = 6,3^\circ \text{C} = 6,3 \text{ К}.$$

Найденная $\Delta t_{\text{ДЕПР}}$ сопоставляется с экспериментальной величиной $\Delta t_{\text{ДЕПР}}$ (рис П.2).

Экспериментальные данные

Вар. №	Водные растворы	Абсолютное давление, кгс/см^2	Вар. №	Водные растворы	Абсолютное давление, кгс/см^2
1	NaOH	0,9	16	MgCl ₂	0,85
2	KOH	1,1	17	CaCl ₂	0,78
3	MgCl ₂	0,7	18	NH ₄ Cl	0,45
4	CaCl ₂	0,4	19	NaOH	0,72
5	NH ₄ Cl	0,3	20	KOH	0,2
6	KCl	0,5	21	MgCl ₂	0,4
7	NaNO ₃	0,6	22	CaCl ₂	0,26
8	NH ₄ NO ₃	0,7	23	NH ₄ Cl	0,38
9	K ₂ CO ₃	0,4	24	KCl	0,42
10	KNO ₃	0,3	25	NaNO ₃	0,15
11	KOH	0,1	26	NH ₄ NO ₃	0,32
12	MgCl ₂	0,8	27	K ₂ CO ₃	0,651
13	CaCl ₂	0,2	28	KNO ₃	0,28
14	NH ₄ Cl	1,2	29	KCl	0,26
15	KCl	0,8	30	NaNO ₃	0,62

3. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

3.1. Классификация и теория массообменных процессов

Технологические процессы, скорость протекания которых определяется скоростью переноса вещества из одной фазы в другую, называются массообменными, а аппараты, в которых происходят эти процессы, – массообменными аппаратами.

В массообменном аппарате могут производиться разнообразные процессы. Основными и важнейшими из них являются абсорбция, ректификация, экстракция, кристаллизация, адсорбция, сушка, ионнообменные процессы и мембранное разделение.

Абсорбцией называется процесс разделения, основанный на избирательном поглощении газов или паров жидкими поглотителями – адсорбентами. Этот процесс применяется во многих производствах, в которых из смеси газов необходимо извлечь какое-либо вещество или комплекс веществ. В процессе абсорбции имеет место переход вещества или группы веществ из газовой (паровой) фазы в жидкую. Обратный процесс называется десорбцией.

Ректификацией называется процесс разделения смеси жидкостей, имеющих различные температуры кипения при соответствующем давлении, на чистые или обогащенные составляющие в результате противоточного движения потоков пара и жидкости. Процесс имеет большое значение в тех производствах, в которых необходимо частичное или полное разделение жидких однородных смесей на чистые компоненты или их группы. В процессе ректификации имеет место переход вещества или группы веществ из жидкой фазы в паровую, и наоборот.

Экстракцией называется процесс разделения, основанный на извлечении растворенного в одной жидкости вещества или группы веществ другой жидкостью, которая не смешивается или только частично смешивается с первой. Процесс применяется в тех случаях, когда из раствора необходимо извлечь растворенное вещество или группу веществ. В этом процессе имеет место переход вещества из одной жидкой фазы в другую жидкую фазу.

Адсорбцией называется процесс разделения, основанный на избирательном поглощении газов, паров или растворенных в жидкостях веществ, твердым пористым поглотителем – адсор-

бентом, способным поглощать одно или несколько веществ из их смеси. Процесс используется в тех производствах, где из смеси газов, паров или растворенных веществ необходимо извлечение того или иного вещества. В этом процессе вещества переходят из газовой или жидкой фаз в твердую. Обратный процесс называется десорбцией.

Ионнообменный процесс представляет собой процесс извлечения вещества из раствора, основанный на способности некоторых твердых веществ (ионитов) обменивать свои подвижные ионы на ионы извлекаемого вещества. Процесс применяется для извлечения веществ из растворов, имеющих низкую концентрацию. В этом процессе вещества переходят из жидкой фазы в твердую.

Сушкой называется процесс удаления влаги из твердых влажных материалов путем ее испарения. Процесс необходим для тех производств, в которых влажные природные вещества предварительно до их переработки или готовые вещества в последней стадии производства должны быть обезвожены. В этом процессе имеет место переход влаги из твердого влажного материала в паровую или газовую фазу.

Кристаллизацией называется процесс разделения, основанный на выделении вещества в виде твердой фазы (кристаллов) из жидкой фазы. Процесс имеет место в тех случаях, где требуется получение веществ повышенной чистоты. В этом процессе происходит переход вещества из жидкой фазы в твердую фазу. Обратный процесс – растворение.

Мембранное разделение основано на способности определенных тонких пленок (полупроницаемых мембран) пропускать одни вещества и задерживать другие. В этом процессе вещества переходят через полупроницаемую мембрану из исходной жидкости или газа в жидкую или газовую фазу, находящуюся за мембраной.

Из краткой характеристики следует, что для всех массообменных процессов характерным является переход вещества из одной фазы в другую фазу. Переход вещества из одной фазы в другую через границу раздела называют массопередачей, а перенос вещества в объеме фазы к границе раздела или в противоположном направлении – массоотдачей.

Перемещение вещества внутри фазы, а также через границу раздела фаз осуществляется путем диффузии (молекулярной и конвективной), поэтому эти процессы называют диффузионными. Таким образом, скорость массообменных процессов определяется законами диффузии, а направление – законом равновесного распределения.

Основными задачами, изучаемыми в массопередаче, являются: законы фазового равновесия, позволяющие определить равновесные концентрации и направление течения процесса; движущая сила массообменных процессов; коэффициенты скорости массообменных процессов.

Последние две задачи составляют так называемую кинетику процесса массопередачи; вопросы фазового равновесия (первая задача) – статику процесса. Эти задачи рассматриваются раздельно при изучении каждого конкретного процесса.

Основное уравнение массопередачи. Основной закон массопередачи, исходя из общих кинетических закономерностей, формулируется следующим образом: скорость (интенсивность) процесса прямо пропорциональна движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению процесса

$$dM / (dF \cdot d\tau) = \Delta / R, \quad (3.1)$$

где dM – количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую; dF – элементарная поверхность фазового контакта; $d\tau$ – промежуток времени; Δ – движущая сила процесса ($\Delta \bar{X}$ или $\Delta \bar{Y}$, или разность, выраженная через другие концентрации); R – сопротивление процессу.

Если вместо R принять обратную величину K – коэффициент скорости процесса (коэффициент массопередачи) и записать уравнение относительно количества вещества, перешедшего из одной фазы в другую, то

$$dM = K \cdot \Delta \cdot dF \cdot d\tau. \quad (3.2)$$

Уравнения (3.1) и (3.2) называют основными уравнениями массопередачи.

В аппаратуре, используемой для проведения массообменных процессов, равновесные концентрации не достигаются. Рабочие концентрации распределяемого компонента всегда отличаются от равновесных. В основе анализа равновесия лежит правило фаз – оно указывает число параметров, которое можно менять произвольно, т.е. навязаны системе извне. Правило фаз записывается в виде

$$C = K - \Phi + 2, \quad (3.3)$$

где C – число степени свободы, т. е. число независимых переменных, значения которых можно произвольно изменять без нарушения числа или вида (состава) фаз в системе; K – число компонентов системы; Φ – число фаз.

Разность между рабочими равновесными и рабочими концентрациями или, наоборот, характеризующими степень отклонения от равновесия, представляет собой движущую силу массообменных процессов.

Материальный баланс массообменных процессов. В действующих аппаратах рабочие концентрации распределяемого вещества не равны равновесным и никогда их не достигают.

Рабочие концентрации распределяемого вещества в фазах G и L связаны линейной зависимостью. Поэтому процессы массообмена удобно представлять графически в координатах x – y . Уравнение прямой, выражающее зависимость между рабочими концентрациями, называется рабочей линией процесса.

Для анализа и расчета массообменных процессов удобно совмещать в одной диаграмме y – x рабочую линию и кривую фазового равновесия. Последняя может располагаться ниже или выше рабочей линии, никогда ее не пересекая и даже не касаясь.

Для установления зависимости изменения концентраций переходящих веществ во взаимодействующих потоках по высоте массообменного аппарата, составим уравнение материального баланса для верхней его части, ограниченной снизу произвольно выбранным поперечным сечением.

Решая это уравнение относительно y , получим

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_n y_n - L_k x_k}{G}, \quad (3.4)$$

где, G_0 , G – расходы газообразной фазы в начале и произвольно выбранным в поперечном сечений колонны; L – расходы жидкой фазы в конце и произвольно выбранным в поперечном сечений колонны; y – концентрация распределяемого компонента в газообразной фазе; x – концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе.

Уравнение представляет собой уравнение рабочей линии, выражающее зависимость между рабочими концентрациями распределяемого компонента в фазах для произвольного сечения аппарата. Как видно из уравнения, рабочая линия - это прямая, отсекающая на оси ординат отрезки образующая с осью абсцисс угол, тангенс которого развей L/G .

В массообменном процессе расходы инертных компонентов носителей газообразной и жидкой фазы постоянны по колонне $L=const$, $G=const$, т.е. $L_0=L$, $G_0=G$, отсюда можно записать

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_0 - \frac{L}{G}x_0 \right), \quad (3.5)$$

или

$$y = Ax + B \quad (3.6)$$

Уравнения (3.5) и (3.6) – уравнения рабочих линий применяемые в практическом расчете.

Теория механизма массопереноса. В связи с сложностью механизма переноса массы к границе фаз и от нее путем молекулярной и турбулентной диффузии, включающего процессы массоотдачи по обе стороны границы раздела фаз, предложен ряд теоретических моделей. Эти модели представляют собой упрощенные схемы механизма массопереноса. К самым простым и наиболее известным относятся: 1) пленочная модель; 2) модель обновления поверхности; 3) модель пограничного диффузионного слоя.

В основу этих моделей положены следующие допущения:

1. Общее сопротивление переносу из фазы в фазу складывается из сопротивления двух фаз и сопротивления поверхности раздела фаз. Однако сопротивление на поверхности раздела – фаз можно считать равным нулю. Тогда, общее сопротивление переносу можно рассматривать как сумму фазовых сопротивлений.

2. На поверхности раздела фазы находятся в равновесии, причем равновесие на границе фазы устанавливается значительно быстрее изменения средней концентрации в ядре фазы.

Согласно пленочной модели, предложенной Льюисом и Уитменом, в каждой фазе непосредственно к ее границе примыкают неподвижные или ламинарно движущиеся пленки, в которых перенос осуществляется только молекулярной диффузией. В пленках сосредоточено все сопротивление массоотдаче.

Количество вещества q , перешедшего через единицу поверхности в единицу времени, пропорционально разности концентраций в ядре и на границе фазы, если перенос происходит от ядра к поверхности раздела фаз:

$$q = \frac{D}{\delta_{эф}}(c_0 - c_{сп}), \quad (3.7)$$

где c_0 и $c_{сп}$ – средняя концентрация в ядре и концентрация на границе раздела фаз; $\delta_{эф}$ – “эффективная” толщина пограничной пленки.

В модели обновления поверхности фазового контакта массопередача рассматривается как нестационарный процесс. В наиболее ранней модели этой группы – модели проникания Хигби – принимается, что массоотдача происходит в время контакта с поверхностью раздела быстро сменяющихся друг друга элементов жидкости (газа или пара), переносимых из ядра к границе раздела турбулентными пульсациями. Массоотдача осуществляется при систематическом обновлении поверхности раздела фаз. Контакт с этой поверхностью является столь кратковременным, что процесс не успевает стать установившимся и перенос происходит путем нестационарной молекулярной диффузии.

Исходя допущения, что время контакта θ для всех элементов одинакова для одномерного потока количество вещества q , передаваемого через единицу поверхности за время θ , может быть определено:

$$q = 2\sqrt{\frac{D}{\pi\theta}}(c_0 - c_{cp}) \quad (3.8)$$

Более точно учитываются условия у границы раздела в модели диффузионного пограничного слоя. Это модель описывает перенос между фиксированной поверхностью и турбулентным потоком жидкости. Этой модели отвечает схема распределения концентрации в жидкой или газовой фазе, показанная на рис. 3.1.

Концентрация вещества, постоянная в ядре потока фазы, медленно снижается в турбулентном пограничном слое, где вначале вещество переносится преимущественно турбулентными пульсациями. С приближением к границе фазы и уменьшением пульсаций в так называемом вязком подслое, концентрация снижается. В данной области под действием сил трения движение приближается к ламинарному и возрастает доля вещества, передаваемого молекулярной диффузией. Внутри тонкого диффузионного подслоя, непосредственно примыкающего к границе раздела фаз, молекулярный перенос становится преобладающим.

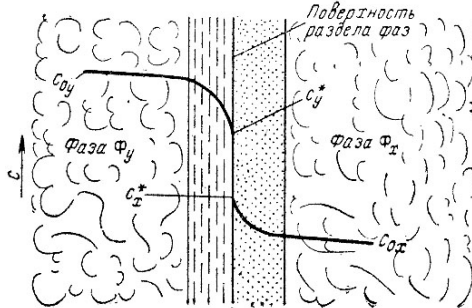


Рис. 3.1. Схема распределения концентраций в фазах в процессе массопередачи.

Величина диффузионного подслоя δ связана с величиной вязкого подслоя δ_0 зависимостью

$$\delta = \left(\frac{D}{\nu}\right)^{1/3} \delta_0 \quad (3.9)$$

Подставляя это значение в выражение (1.14), имеем

$$q = \frac{D^{\frac{m-1}{m}}}{\nu^{\frac{1}{m}} \cdot \delta_0} (c_0 - c_{ep}) \quad (3.10)$$

Здесь ν – кинематическая вязкость; m – показатель степени, который отражает закон затухания турбулентного обмена вблизи границы раздела фаз и обычно определяется опытным путем.

В процессах переноса распределяемого компонента из одной фазы в другую различают два случая:

1) перенос из потока одной жидкости (газа) в поток другой жидкости или наоборот;

2) перенос из твердого тела в поток жидкости (газа) или в обратном направлении, т. е. массообмен между пористой твердой фазой и потоком жидкой (газообразной) фазы.

Элементарными законами, которым подчиняется перенос распределяемого вещества из одной фазы в другую, являются законы молекулярной диффузии, массоотдачи и массопроводности.

Закон молекулярной диффузии (первый закон Фика). Первый закон Фика: количество вещества, продиффундировавшего в пределах фазы, пропорционально градиенту концентраций, площади, перпендикулярной направлению диффузионного потока, и времени:

$$dM = -D \frac{\partial c}{\partial x} dF d\tau, \quad (3.11)$$

где dM – количество вещества распределяемые через диффузий; $\partial c / \partial x$ – концентрационный градиент; dF – элементарная поверхность диффузий; $d\tau$ – время; D – коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$.

Знак минус в правой части уравнения показывает, что при молекулярной диффузии направление перемещения вещества и градиент концентраций противоположны друг другу.

Коэффициент диффузии показывает, какое количество вещества диффундирует через поверхность 1 м^2 в течение 1 с при разности концентраций на расстоянии 1 м , равной единице.

Коэффициент диффузии не является постоянной величиной. Это достаточно малая величина для газов. Она на четыре порядка выше, чем для жидкостей. Коэффициент диффузии увеличивается с ростом температуры и уменьшается с повышением давления. Если в газах коэффициент диффузии не зависит от концентрации диффундирующего вещества, то в жидкостях это влияние особенно значимо для неразбавленных растворов.

Дифференциальное уравнение молекулярной диффузии (второй закон Фика). Дифференциальное уравнение молекулярной диффузии характеризует неустановившийся процесс массообмена в неподвижной среде или при ламинарном движении потока

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (3.12)$$

Дифференциальное уравнение конвективной диффузии. При наличии конвективной диффузии концентрация распределяемого компонента изменяется не только вследствие молекулярной диффузии, но и механического переноса его из одной области пространства в другую.

В этом случае концентрация распределяемого компонента будет функцией не только координат x , y , z и времени τ , но и составляющих скорости перемещения частиц потока w_x , w_y , w_z .

Дифференциальное уравнение конвективной диффузии характеризует распределение компонентов в подвижной среде при установившемся процессе массообмена

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + \frac{\partial c}{\partial x} w_x + \frac{\partial c}{\partial y} w_y + \frac{\partial c}{\partial z} w_z = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (3.13)$$

Уравнение конвективной диффузии необходимо решать совместно с уравнениями движения Навье-Стокса, поскольку переменными являются концентрации и проекции скорости потока. Однако эта система уравнений не имеет аналитического решения, и для получения расчетных зависимостей по массообмену приходится прибегать к теории подобия.

Закон массоотдачи (Шукарева). Закон массоотдачи: количество вещества, перенесенного от поверхности раздела фаз в воспринимающую фазу, пропорционально разности концентраций у поверхности раздела фаз и в ядре потока воспринимающей фазы, поверхности фазового контакта и времени:

$$dM = \beta (C_e - C_f) dF d\tau, \quad (3.14)$$

где C_e – концентрация распределяемого компонента у поверхности раздела распределяющей фазы; C_f – концентрация распределяемого компонента в ядре потока распределяющей фазы; β – коэффициент массоотдачи, характеризующий перенос вещества в пределах фазы конвекцией и диффузией одновременно, м/с.

Коэффициент массоотдачи показывает, какое количество вещества передается от поверхности раздела фаз в воспринимающую фазу через поверхность в 1 м^2 в течение 1 с при разности концентраций, равной единице.

Если коэффициент массоотдачи сохраняет постоянное значение для всей поверхности, то уравнение принимает вид

$$M = \beta (C_e - C_f) F. \quad (3.15)$$

Коэффициент массоотдачи является кинетической характеристикой, зависящей от многих переменных, как-то физических свойств фазы, гидродинамических условий в ней, геометрических размеров аппарата. Поэтому определить β на практике очень сложно. Для получения расчетных значений β приходится прибегать к теории подобия.

Уравнение подобия конвективной диффузии. Системы уравнений конвективной диффузии и уравнений движения не имеют общего решения. Поэтому, так же, как и в случае гидромеханических и теплообменных процессов, можно методами теории подобия найти связь между переменными, характеризующими процесс переноса в потоке фазы, в виде обобщенного (критериального) уравнения массоотдачи.

В это уравнение входят критерии подобия, учитывающие массообмен на границе фазы (подобие граничных условий) и в основной массе (ядре) фазы.

Диффузионный критерий Нуссельта:

$$Nu_D = \beta l / D, \quad (3.16)$$

Диффузионный критерий Нуссельта выражает отношение интенсивности переноса вещества в ядре фазы к интенсивности переноса в диффузионном пограничном подслое, где массообмен определяется молекулярной диффузией.

Диффузионный критерий Фурье:

$$Fo_D = D\tau / l^2, \quad (3.17)$$

Равенство критериев Fo' в сходственных точках подобных систем – необходимое условие подобия неустановившихся процессов массоотдачи.

Диффузионный критерий Пекле

$$Pe_D = wl/D, \quad (3.18)$$

Критерий Пекле выражает меру отношения массы вещества, перемещаемой путем конвективного переноса и молекулярной диффузии, в сходственных точках подобных систем.

Во многих случаях вместо критерия Pe_D используют отношение критериев Pe_D и Re , которое представляет собой диффузионный критерий Прандтля:

$$Pr_D = \frac{Pe_D}{Re} = \frac{\nu}{D}, \quad (3.19)$$

В критерий Прандтля входят только величины, отражающие физические свойства потока. Этот критерий характеризует постоянство отношения физических свойств жидкости (газа) в сходственных точках подобных потоков. Критерий Прандтля рассматривается как мера подобия профилей скорости и концентрации в процессах массоотдачи.

При $Pr' = \nu / D = 1$ толщина диффузионного подслоя равна толщине гидродинамического ламинарного подслоя.

Если массообмен проходит в условиях свободной конвекций месте критерия Рейнольдса ставится критерий Грасгофа.

$$Gr = gl^3 \beta_{op} \Delta t / \nu^2, \quad (3.20)$$

где β_{op} – коэффициент объемного расширения.

Полученные критерии подобия дают возможность найти уравнение подобия конвективной диффузии

$$f(Re, Gr, Nu_D, Pr_D, Fo_D) = 0. \quad (3.21)$$

Определяемой величиной при расчете массоотдачи является коэффициент β , величину которого находят из диффузионного критерия Нуссельта. Этот критерий является определяемым.

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D, Fo_D). \quad (3.22)$$

При рассмотрении стационарных процессов из уравнения исключается критерий Фурье:

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D). \quad (3.23)$$

При вынужденном движении можно пренебречь естественной конвекцией:

$$Nu_D = f(Re, Gr), \text{ или } Nu_D = A Re^n Pr_D^m. \quad (3.24)$$

В условиях естественной конвекции

$$Nu_D = f(Gr, Pr_D), \text{ или } Nu_D = A Gr^n Pr_D^m. \quad (3.25)$$

Расчетные зависимости называются критериальными уравнениями массоотдачи. Численные значения входящих в них постоянных коэффициентов A и показателей степеней n и m устанавливают при обработке опытных данных. Отсюда

$$\beta = Nu_D(D/l). \quad (3.26)$$

Аддитивное уравнение массообмена. Выражение для коэффициента массопередачи по газовой фазе:

$$K_y = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_y}\right) + \left(\frac{m}{\beta_x}\right)}. \quad (3.27)$$

При выражении коэффициента массопередачи в концентрациях жидкой фазы получим

$$K_x = \frac{1}{\left(\frac{1}{m\beta_y}\right) + \left(\frac{1}{\beta_x}\right)}. \quad (3.28)$$

Левые части уравнений представляют собой общее сопротивление переносу вещества из фазы в фазу, т. е. сопротивление массопередаче, а правые части – сумму сопротивлений массоотдаче в фазах. Поэтому эти зависимости являются уравнениями аддитивности фазовых сопротивлений. Эти уравнения справедливы и для случая, если линия равновесия является кривой.

Массопередача с твердой фазой. Массопередача между твердой и движущейся жидкой (газовой) фазой складывается из двух процессов: 1) перемещение распределяемого компонента внутри пор твердого тела к поверхности раздела фаз (или от нее) вследствие внутренней массоотдачи, или массопроводности; 2) перенос того же вещества от поверхности раздела фаз в поток жидкости (газа, пара) за счет массоотдачи.

В качестве закона, которому подчиняется кинетика переноса распределяемого вещества в твердом теле, принят закон, аналогичный закону теплопроводности: количество вещества, переместившегося в твердой фазе за счет массопроводности, пропорционально градиенту концентрации, площади, перпендикулярной направлению потока вещества, и времени, т. е.

$$dM = -K \frac{\partial c}{\partial x} dF d\tau, \quad (3.29)$$

В этом уравнении коэффициент скорости процесса K называется коэффициентом массопроводности. Коэффициент мас-

сопроводности аналогичен коэффициенту диффузии, но при одинаковых условиях меньше его, поэтому его иногда называют коэффициентом «стесненной диффузии».

Процесс перемещения вещества внутри твердого тела может быть описан дифференциальным уравнением массопроводности:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right), \quad (3.30)$$

Вполне очевидно, что K не является постоянной величиной. Он зависит от природы процесса (адсорбция, сушка, выщелачивание), от ряда факторов, определяющих значение коэффициента молекулярной диффузии, и от структуры твердого пористого тела.

Движущая сила массообменных процессов. Движущей силой массообменных процессов является разность между рабочей и равновесной концентрациями или наоборот. Это зависит от того, которая из указанных концентраций больше (рис. 3.2).

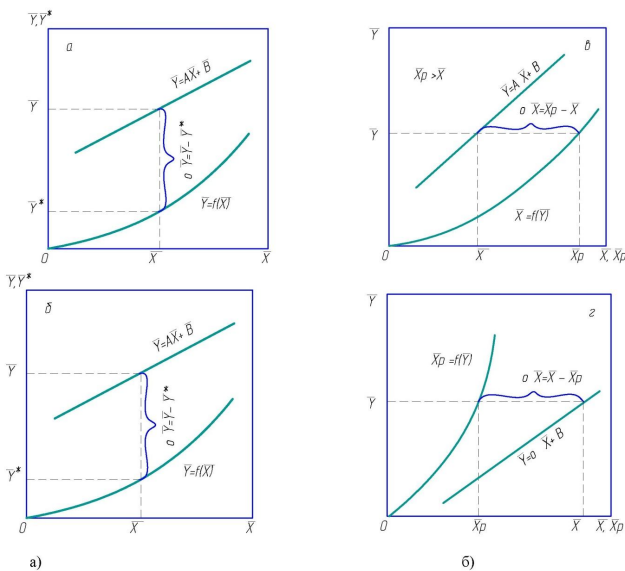


Рис 3.2. Движущая сила массообменного процесса
для участка аппарата
а) по газовой фазе; б) по жидкой фазе

Движущую силу можно выражать либо через концентрации распределяемого вещества в фазе G , либо L . В этой связи уравнения массопередачи, записанные по фазам, имеют вид

$$dM = K_y \Delta y dF, \quad (3.31)$$

или

$$dM = K_x \Delta x dF. \quad (3.32)$$

С учетом средней движущей силы процесса основное уравнение массопередачи для всей поверхности контакта фаз может быть записано в виде

$$M = K_y \Delta y_{cp} F, \quad (3.33)$$

или

$$M = K_x \Delta x_{cp} F. \quad (3.34)$$

При определении движущей силы возможны два случая: 1 – зависимость между равновесными концентрациями не линейна и определяется функциональной зависимостью самого общего вида типа $y^* = f(x)$; 2 – зависимость между равновесными концентрациями линейная, т.е. $y^* = mx$ (m – представляет собой постоянную величину).

Выражения для средней движущей силы при $y^* = f(x)$:

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_H - y_K}{\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}}, \quad (3.35)$$

и

$$\Delta x_{cp} = \frac{x_K - x_H}{\int_{x_H}^{x_K} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (3.36)$$

Величины, входящее в уравнение (3.35) и (3.36) в качестве сомножителей

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = m_y, \quad (3.37)$$

и

$$\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x} = m_x. \quad (3.38)$$

Называют числом единиц переноса. Они имеют существенный физический смысл: дробь показывает, на сколько единиц изменяет рабочую концентрацию единица движущей силы.

Числа единиц переноса выражаются интегралами, которые не могут быть решены аналитически, так как вид функции $y^* = f(x)$ или $x^* = f(y)$ в каждом конкретном случае различен. В связи с этим число единиц переноса m_y и m_x определяют методом графического или численного интегрирования.

Из уравнений (3,35), (3,36) и (3,37), (3,38) можно найти ЧЕП

$$m_y = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}}, \quad m_x = \frac{x_k - x_n}{\Delta x_{cp}}.$$

При графическом интегрировании задаются рядом значений y , промежуточных между величинами y_n и y_k . Строят кривую зависимости $1/(y - y^*)$ от y . Измеряют площадь, ограниченную крайними ординатами, соответствующими y_k и y_n , и осью абсцисс (площадь N , заштрихованная на рисунке). После этого находят величину искомого интеграла с учетом масштабов M_1 и M_2 осей ординат и абсцисс:

$$m_y = \int_{y_k}^{y_n} dy / (y - y^*) = N \cdot M_1 \cdot M_2 \cdot$$

Аналогично, пользуясь графиком зависимости $1/(x - x^*)$ от x , определяют величину m_x .

Во 2-ом случае, когда между равновесными и рабочими концентрациями существует прямолинейная зависимость, средняя движущая сила и числа единиц переноса определяется как средняя логарифмическая между движущимися силами в начале и в конце поверхности фазового контакта.

$$\Delta y_{cp} = \frac{(y_n - y_n^*) - (y_k - y_k^*)}{\ln \frac{y_n - y_n^*}{y_k - y_k^*}} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{2,3 \lg \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k}}; \quad (3.39)$$

$$\Delta x_{cp} = \frac{\Delta x_k - \Delta x_n}{2,3 \lg \frac{\Delta x_k}{\Delta x_n}}; \quad (3.40)$$

Если поверхность фазового контакта аппарата геометрически неопределима, то основной характеристикой его может служить объем, высота или число ступеней фазового контакта.

Часто за основную характеристику аппарата принимают его рабочую высоту.

$$H = \frac{G}{K_y f \sigma} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}, \quad (3.41)$$

где f – площадь сечения аппарата, m^2 , σ – удельная поверхность фазового контакта в $1m^3$ объеме аппарата, m^2/m^3 .

Комплекс $\frac{G}{K_y \cdot f \cdot \sigma}$ называется высотой единицы переноса

са и имеет физический смысл: он соответствует высоте аппарата, эквивалентной единице переноса. Обозначим

$$h_y = \frac{G}{K_y \cdot f \cdot \sigma} \text{ и } h_x = \frac{L}{K_x \cdot f \cdot \sigma} \quad (3.42)$$

Тогда уравнения массопередачи по фазам можно записать следующим образом:

$$H = h_y m_y, \text{ и } H = h_x m_x. \quad (3.43)$$

Высота, эквивалентная единице переноса, по смыслу соответствует величине, обратной объемному коэффициенту массопередачи, а число единиц переноса – величине, обратной движущей силе процесса.

Чем выше интенсивность массопередачи в аппарате, тем меньше в нем величина ВЕП. Значения ВЕП определяются по эмпирическим формулам для различных типов аппаратов. Отметим также, что ВЕП используется только для расчета аппаратов с постоянным поперечным сечением рабочей части.

Для расчета N через число ступеней в аппаратах со ступенчатым контактом необходимое число ступеней определяется аналитическими и графическими методами.

Рабочую высоту аппарата находит через число действительных ступеней, пользуясь зависимостью

$$H = N_d \cdot h \quad (3.44)$$

где h – расстояние между ступенями (тарелками).

N_d – число действительных тарелок, в наиболее простом варианте определяется

$$N_d = \frac{N_T}{\eta} \quad (3.45)$$

КПД тарелки η принимается на основе опытных данных или рассчитывается по эмпирическим формулам.

3.2. Абсорбция

Абсорбцией называется процесс разделения, основанный на избирательном поглощении газов или паров жидкими поглотителями – адсорбентами.

При физической абсорбции поглощаемый газ (абсорбтив) не взаимодействует химически с абсорбентом. Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется хемосорбцией.

Физическая абсорбция обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощенного газа из раствора – десорбция.

Сочетание абсорбции и десорбции позволяет многократно применять поглотитель (абсорбент) и выделять поглощенный компонент в чистом виде.

Примерами использования процессов абсорбции в химической технологии и технике могут быть разделение углеводородных газов на нефтеперерабатывающих установках, получение соляной кислоты, аммиачной воды, очистка отходящих газов с целью улавливания ценных продуктов или обезвреживание газовых выбросов и т. п.

Равновесие при абсорбции. Равновесие при абсорбции выражается законом Генри: при данной температуре мольная доля газа в растворе (растворимость) пропорциональна парциальному давлению газа над раствором:

$$x^* = p/E \text{ или } p^* = Ex, \quad (3.46)$$

где E – коэффициент пропорциональности, называемый константой Генри.

Коэффициент E зависит от природы растворяющегося вещества и температуры:

$$\ln E = -q/(RT) + C, \quad (3.47)$$

где q – дифференциальная теплота растворения газа; C – постоянная, зависящая от природы газа и растворителя, определяемая опытным путем.

Парциальное давление растворяемого газа в газовой фазе, соответствующее равновесию, может быть заменено равновесной концентрацией. Согласно закону Дальтона, парциальное давление компонента в газовой смеси равно общему давлению, умноженному на мольную долю этого компонента в смеси:

$$P_n = P \cdot y. \quad (3.48)$$

где P – общее давление газа; y – мольная доля распределяемого компонента в газовой фазе.

Сопоставляя последнее равенство с (3.46), получим

$$y = P_n / P = \frac{E}{P} \cdot x, \text{ или } y = mx. \quad (3.49)$$

где m — константа фазового равновесия.

m зависит от общего давления P , температуры и концентрации распределяемого компонента в жидкости x : $m = f(P, T, x)$. Эта функция для некоторых систем может быть вычислена, но в большинстве случаев ее находят опытным путем.

Уравнение (3.49) выражает зависимость между равновесными концентрациями распределяемого газа в газовой и жидкой фазах. Анализ и расчет процесса абсорбции удобнее всего проводить, выражая концентрации распределяемого компонента в относительных единицах, т. к. в этом случае расчетные значения потоков газовой и жидкой фаз постоянны.

$$Y = \frac{y}{1-y}; X = \frac{x}{1-x} \text{ или } y = \frac{Y}{1+Y}; x = \frac{X}{1+X},$$

Идеальные смеси подчиняются закону Рауля и согласно этому закону, парциальное давление компонента в газе (P_n), пропорционально давлению чистого компонента ($P^{аб}$) умноженный на мольной доле этого компонента в растворе ($1-x$).

$$P_n = P^{аб}(1-x). \quad (3.50)$$

При равновесии уравнений (3.48) и (3.50)

$$P \cdot y = P_n (1-x), \quad (3.51)$$

или

$$y = P_n (1-x)/P, \quad (3.52)$$

Материальный баланс абсорбции. Материальный баланс процесса выражается общим уравнением

$$G(y_H - y_K) = L(x_K - x_H).$$

Отсюда

$$L = \frac{G(y_H - y_K)}{(x_K - x_H)} \text{ моль/ч}, \quad (3.53)$$

где $L = C \cdot L_{min}$; $C > 1$; $L_{min} = \frac{G}{x_K^* - x_H}$; G – расход инертной части

газовой смеси, кмоль/ч ин. газ; L – расход абсорбента, кмоль/ч абсорбент.

Расчет абсорберов. Расчет аппарата производится соответственно типу внутреннего контактного устройства для взаимодействия газ (пара) и жидкости.

При расчета абсорбера обычно известны: расход газа, его начальная и конечная концентрации, начальная концентрация абсорбента. Основными определяемыми величинами являются: расход абсорбента, диаметр и высота абсорбера, его гидравлическое сопротивление.

Расход L абсорбента находится по уравнению материального баланса. Конечную концентрацию абсорбента выбирают, исходя из оптимального удельного расхода абсорбента.

Диаметр D аппарата определяют на основе уравнения расхода

$$Q = S \cdot w_0,$$

где Q – объемный расход абсорбента, м³/с; S – поперечное сечение аппарата, м²; w_0 – приведенная (или фиктивная) скорость газа в колонне, м/с.

Для круглого поперечного сечения $S = \frac{\pi D^2}{4}$, и откуда

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w_0}}.$$

Высоту H аппарата рассчитывают по общему уравнению массопередачи. Например, если движущая сила выражена в концентрациях газовой фазы, то

$$H = \frac{M}{K_y \cdot a \cdot S \cdot \Delta y_{cp}} \quad (3.54)$$

где M – количество поглощаемого газа, кг/кг; K_y – коэффициент массопередачи, Вт/(м²/К); a – удельная поверхность контакта фаз, м²/м³.

Схемы абсорбционных процессов. В химической технологии используют следующие схемы абсорбционных процессов: прямоточные, противоточные, одноступенчатые с рециркуляцией и многоступенчатые с рециркуляцией.

Прямоточная и противоточная схемы взаимодействия фаз в процессе приведены на рис. 3.3.

Десорбция. Выделение поглощенного газа из абсорбента производится с целью получения этого газа в чистом виде и регенерации поглотителя для его повторного использования. Если концентрация распределяемого компонента в газовой фазе ниже концентрации, соответствующей равновесию, то распределяемый компонент переходит из жидкой в газовую фазу, т. е. происходит процесс десорбции.

Десорбцию производят тремя способами: путем повышения температуры абсорбента; за счет снижения давления над абсорбентом; добавлением инертного газа к газовой среде над абсорбентом.

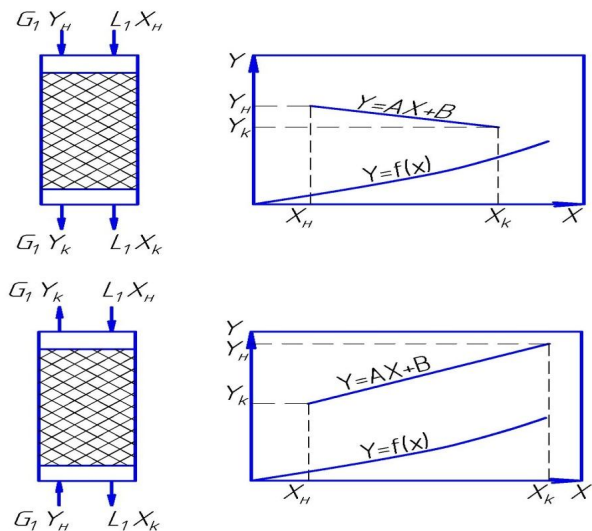


Рис 3.3. Прямоточная и противоточная схемы взаимодействия фаз

3.3. Перегонка жидкостей

Одним из наиболее распространенных методов разделения жидких однородных смесей, состоящих из двух или большего числа компонентов, является перегонка.

Разделение перегонкой основано на различной летучести компонентов смеси при одной и той же температуре или на различии температур кипения компонентов смеси при одном и том же давлении. Поэтому при перегонке все компоненты смеси переходят в парообразное состояние в количествах, пропорциональных их фугитивности, которой характеризуется летучесть компонентов жидкой смеси.

Равновесие в системе жидкость – пар. Рассмотрим простейший случай – поведение бинарной смеси, состоящей из компонентов А и В. Для изучения фазового равновесия целесообразно изучить поведение так называемых идеальных смесей, с которыми сравнивают поведение реальных смесей.

Идеальные смеси подчиняются закону Рауля.

$$P_A^n = P_A \cdot x; \quad P_B^n = P_B(1-x),$$

где P_A^n, P_B^n – парциальные давления компонентов А и В; $x, (1-x)$ –их мольные доля в жидкой смеси; P_A, P_B –давления пара чистых компонентов.

Согласно закону Дальтона, парциальные давления компонентов равно

$$P_A^n = Py, \quad P_B^n = P(1-y), \quad (3.55)$$

где P – общее давление в системе; $y, (1-y)$ – мольные доля компонентов А и В в паре смеси.

В условиях равновесия

$$P_A^n x = Py; \quad P_B^n (1-x) = P(1-y).$$

Отсюда

$$y = \frac{P_A^n}{P} x \quad \text{и} \quad 1-y = \frac{P_B^n}{P} (1-x). \quad (3.56)$$

Обычно процесс ректификации проводят при общем постоянном давлении $p = const$.

Решим второе уравнение (3.2) относительно x

$$x = (P - P_B^n) / (P_A^n - P_B^n). \quad (3.57)$$

При известных значениях P_a и P_b в пределах температур кипения T_a и T_b по уравнению (3.57) можно найти значения x , а по уравнению (3.56) – y .

Зная температуры и располагая значениями рассчитанных величин x и y , построим диаграмму, характеризующую равновесие в системе. Графики $T-y$ и $T-x$ при этом можно совместить (рис. 3.4).

Нижняя ветвь на диаграмме $T-x$ будет отвечать температурам кипения жидкой смеси, верхняя – температурам кон-

денсации паровой фазы. Располагая этой диаграммой, можно по составу жидкой фазы x_1 найти равновесный ей состав пара y_1 и температуру в системе T_1 .

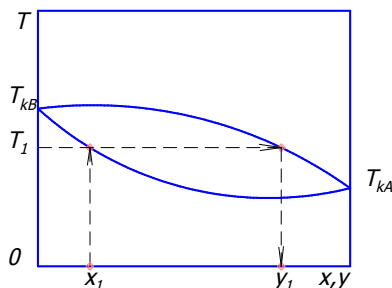


Рис 3.4. Зависимость температур кипения и конденсации от состава фаз (диаграмма $T-x, y$).

Если ввести отношение $\frac{P_A^n}{P_B^n} = \alpha$, называемое относительной летучестью компонента А, то

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (3.58)$$

Величины P_a и P_b не являются постоянными в диапазоне температур кипения чистых компонентов T_a и T_b . Поэтому при упрощенных расчетах в уравнение (3.58) вводится усредненное значение относительной летучести:

$$\alpha_{cp} = \sqrt{\alpha_1 \alpha_2},$$

где α_1 и α_2 — относительные летучести при T_a и T_b .

Многокомпонентные системы. Для идеальной смеси, состоящей из нескольких компонентов, уравнения, связывающие равновесные концентрации, могут быть получены так же, как и для идеальной бинарной смеси. Для жидкой смеси, состоящей из n компонентов на основе законов Рауля и Дальтона имеем:

$$y_A = \frac{P_A^n}{P} x_A; \quad y_B = \frac{P_B^n}{P} x_B; \quad y_C = \frac{P_C^n}{P} x_C; \quad y_D = \frac{P_D^n}{P} x_D \dots \quad (3.59)$$

Общее давление в системе равно

$$P = P_A^n x_A + P_B^n x_B + P_C^n x_C + P_D^n x_D = \dots = \sum_{i=1}^{i=n} P_i^n x_i. \quad (3.60)$$

Для j-го компонента в состоянии равновесия получим

$$y_j = P_j^n x_j / \sum_{i=1}^{i=n} P_i^n x_i,$$

введя относительные летучести компонентов

$$y_j = \alpha_j x_j / \sum_{i=1}^{i=n} \alpha_i x_i.$$

Для неидеальной паровой и жидкой фаз уравнение равновесия можно записать в виде

$$y_j^* P v_j = \gamma_j x_j \alpha_j,$$

где v_j – поправка на неидеальность паровой фазы; γ_j – поправка на неидеальность жидкой фазы.

Простая перегонка. Простая перегонка представляет собой процесс однократного частичного испарения жидкой смеси и конденсация образующихся паров. Простая перегонка применима только для разделения смесей, летучести компонентов которой существенно различны.

Определяется количество остатка

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \quad (3.61)$$

где F – количество начальной смеси; W – количество остатка.

Интеграл $\int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}$ определяется графически.

К простой перегонке следует отнести фракционную перегонку, перегонку в токе носителя (с водяным паром или инертным газом) и молекулярную перегонку.

Фракционная перегонка. Проводится периодически. По мере испарения смеси содержание летучего компонента в дистилляте непрерывно уменьшается. В начале процесса это содержание максимальное, в конце – минимальное. Это позволяет в случае необходимости получать несколько фракций дистиллятов различного состава, отводя их в разные сборники. Отчего перегонка называется фракционной. Перегонка может проводиться при атмосферном давлении или под вакуумом.

Простая перегонка с дефлегмацией. Степень разделения компонентов в условиях простой перегонки может быть повышена применением дефлегмации. В этом случае пары, выходящие из куба, поступают в дефлегматор, в котором они конденсируются не полностью, а частично. При частичной конденсации в жидкость переходит наименее летучий компонент, а пары обогащаются летучим компонентом. Получаемый в дефлегматоре конденсат или флегма возвращается в перегонный аппарат и подвергается многократному испарению.

Перегонка в токе с инертным газом. При перегонке смесей вместо водяного пара иногда применяют инертные газы – азот, двуокись углерода и др. Перегонка в токе неконденсирующегося инертного газа позволяет значительно снизить температуру испарения разделяемой смеси. При перегонке в токе водяного пара снижение температуры испарения разделяемой смеси ограничено температурой его конденсации.

Молекулярная перегонка. Применяют для разделения компонентов, кипящих при высоких температурах и не обладающих необходимой термической стойкостью.

Этот процесс проводят под глубоким вакуумом, соответствующим остаточному давлению 10^{-3} – 10^{-4} мм рт. ст. Процесс молекулярной дистилляции протекает путем испарения жидкости с ее поверхности при отсутствии кипения.

3.4. Ректификация

Достаточно высокую степень разделения однородных жидких смесей на составляющие компоненты можно достигнуть с помощью ректификации.

Процесс ректификации осуществляется путем многократного контакта между неравновесными жидкой и паровой фазами, движущимися противотоком относительно друг друга.

При взаимодействии фаз между ними происходит массо- и теплообмен, обусловленные стремлением системы к состоянию равновесия. В результате каждого контакта компоненты перераспределяются между фазами: пар обогащается низкокипящим компонентом и называется дистиллятом, а жидкость обогащается высококипящим компонентом и называется кубовым остатком. Многократный контакт фаз приводит к практически полному разделению исходной смеси.

Таким образом, отсутствие равновесия при движении фаз с определенной скоростью относительно друг друга с многократным их контактом является необходимыми условиями проведения ректификации. Процессы ректификации осуществляются периодически или непрерывно при различных давлениях: атмосферном, повышенном (для разделения смесей, являющихся газообразными при нормальных температурах) и под вакуумом (для разделения смесей высококипящих веществ).

Материальный баланс процесса разделения (рис.3.5):

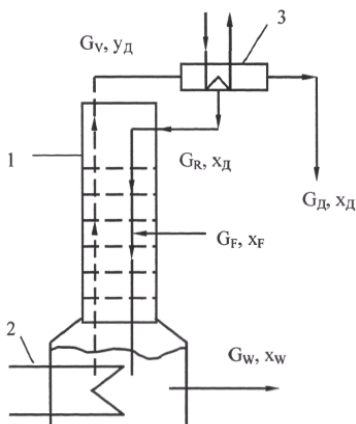


Рис. 3.5. Для составления материального баланса ректификации
1 – колонна, 2 – куб,
3 – дефлегматор

для всей смеси

$$G_F = G_D + G_W. \quad (3.62)$$

для легколетучего компонента в смеси

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W. \quad (3.63)$$

где G_F – количество смеси, поступающей на ректификацию; G_D и G_W – количества получающегося дистиллята и остатка соответственно; x_F , x_D , x_W – содержание легколетучего компонента в исходной смеси, дистилляте и остатке, соответственно (мольн. доли).

Из этих равенств обычно вычисляют неизвестные количества дистиллята и остатка:

$$G_D = G_F \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W}; \quad G_W = G_F \frac{x_D - x_F}{x_D - x_W}. \quad (3.64)$$

При анализе взаимодействия пара и жидкости обычно делают следующие допущения (рис. 3.6):

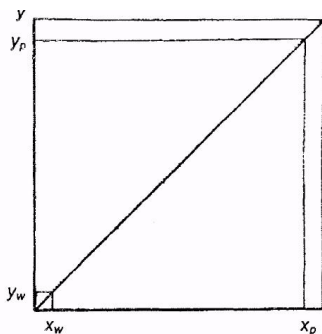


Рис. 3.6. Распределение компонентов

а) мольные теплоты испарения компонентов одинаковы, поэтому каждый килограмм-моль пара при конденсации испаряет соответственно килограмм-моль жидкости и, следовательно, мольный поток пара, движущегося в аппарате снизу вверх, одинаков в любом сечении колонны;

б) при конденсации пара в конденсаторе не происходит изменения состава пара и, следовательно, состав пара, уходящего из ректификационной колонны, равен составу дистиллята ($y_p = x_p$);

в) при испарении жидкости в нижней части колонны (кубе) не происходит изменение ее состава и, следовательно, состав пара, образующегося в испарителе, равен составу кубового остатка ($y_w = x_w$).

Пар поступает в низ ректификационной колонны из перегонного куба. Выходящий из колонны пар конденсируется в конденсаторе-дефлегматоре. Часть жидкости после дефлегматора отбирается в виде дистиллята P , а часть в виде флегмы Φ возвращается в колонну. Одним из продуктов разделения является дистиллят, другим – кубовая жидкость.

Для расчета уравнений рабочих линий и флегмового числа ($R=\Phi/D$ рассматриваем материальный баланс ректификации по летучему компоненту):

$$Gdy = L(-dx) . \quad (3.65)$$

Пусть количество взаимодействующих паров составляет G , а жидкости L . Тогда, согласно принятым обозначениям, расход пара $G = (R + 1)G_p$, расход жидкости для верхней части ректификационной колонны – $L = RG_p$ для нижней части аппарата – $L = (R + F)G_p$, где $R = G_\phi / G_p$ – флегмовое число, $f = G_F / G_p$ – число питания. Таким образом, для верхней и нижней частей аппарата уравнения материального баланса имеют вид

$$(R+1)dy=R(-dx), \quad (3.66)$$

и

$$(R+1)dy=(R+F)(-dx). \quad (3.67)$$

Для произвольного сечения верхней части аппарата, где рабочие концентрации x и y , и верха, где концентрация x_D и y_D , из уравнения (3.67) получим

$$(R+1)(y_D-y)=(R+1)(x_D-x)=R(x_D-x),$$

Отсюда

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} = Ax + B. \quad (3.68)$$

Для произвольного сечения нижней части аппарата, где рабочие концентрации x и y , и низа, где концентрация x_W и y_W , из уравнения (3.66) найдем

$$(R + 1)(y - y_W) = (R + 1)(y - y_W) = (F + R)(x - x_W)$$

Отсюда

$$y = \frac{R + F}{R + 1}x - \frac{F - 1}{R + 1}x_W = A'x + B'. \quad (3.69)$$

Уравнения (3.68) и (3.69) являются уравнениями прямых линий рабочих концентраций для верхней и нижней части ректификационного аппарата.

Кроме того, из уравнения (3.66) для сечения, соответствующего вводу исходной смеси, и верхней части аппарата получаем

$$(R + 1)(x_D - y_f) = R(x_D - x_f), \quad (3.70)$$

отсюда находим рабочее (действительное) число флегмы

$$R = \frac{(x_D - x_f)}{(y_f - x_f)} \quad (3.71)$$

При расчетах ректификационных колонн рабочее число флегмы часто определяет по формуле

$$R = R_{min} \cdot \sigma. \quad (3.72)$$

где R_{min} – минимальное количество флегмы необходимое для массообмена; σ – коэффициент избыток флегмы.

Положения линий рабочих концентраций в $y - x$ диаграмме зависят не только от состава исходной смеси, но также от ее тепловых параметров. Возможны следующие случаи питания исходной смесью: 1) при температуре ниже, чем температура кипения; 2) при температуре кипения; 3) смесью насыщенного пара и жидкости; 4) насыщенным паром; 5) перегретым паром.

Рассмотрим наиболее распространенный случай питания аппарата жидкой смесью при температуре кипения. В этом случае возможны два предельных положения рабочих линий (рис. 3.7): С–1–А и С–3–А.

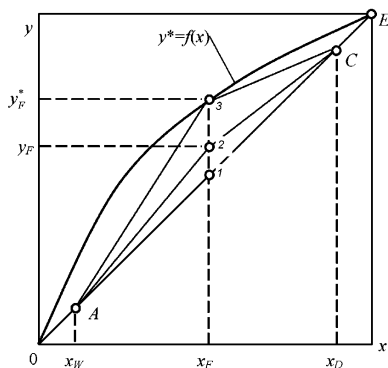


Рис. 3.7. Расположение рабочих линий и равновесия с вариантом питания колонны исходной смесью при температуре кипения

Первое положение соответствует бесконечно большому флегмовому числу, при котором отрезок, отсекаемый на оси ординат рабочей линией верхней части колонны, $B = x_p / (R + 1)$, и, следовательно, изменение рабочих концентраций в аппарате отвечает уравнению $y = x$ и обе рабочие линии лежат на диагонали диаграммы. В этих условиях аппарат работает без отбора дистиллята и кубовой жидкости. Как следует из рисунка, бесконечно большому флегмовому числу соответствует максимальная движущая сила.

Второе предельное положение рабочих линий (С–3–А) соответствуют пересечению их на равновесной кривой в точке 3. Очевидно, что в этой точке движущая сила равна нулю, т. е. $y^* - y = 0$, и, следовательно, ректификационный аппарат должен иметь бесконечно большую поверхность фазового контакта. Флегмовое число при этом имеет наименьшее значение:

$$R_{min} = (x_D - y_F^*) / (y_F^* - x_F), \quad (3.73)$$

где y_F^* – состав пара, находящегося в равновесии с жидкостью, поступающей на ректификацию.

Положение рабочих линий С-2-А соответствует рабочему состоянию ректификационной аппаратуры. Точка 2, очевидно, может приближаться либо к верхнему пределу 3, либо к нижнему 1. Соответственно этому изменяются флегмовое число и движущая сила процесса.

Поскольку проведение процесса ректификации связано с испарением жидкости и соответствующими затратами тепла, можно сформулировать одно из важнейших правил ректификации: с уменьшением флегмового числа и, следовательно, затрат тепла на проведение процесса уменьшается движущая сила, и наоборот.

Чаще выбор оптимального флегмового числа производят по упрощенной методике, исходя из минимального объема колонны.

Количество пара, проходящего через ректификационную колонну, равно $G_p(R+1)$, а его объемная скорость

$$V_D = G_D(R+1)/(3600\rho_F), \quad (3.74)$$

При заданных скорости пара и количестве дистиллята сечение колонны S пропорционально $(R+1)$, а высота колонны H – числу единиц переноса m_x . Следовательно, произведение $m_x(R+1)$ пропорционально рабочему объему колонны.

Задаваясь рядом значений R в пределах $R_{min} < R < \infty$, получают ряд положений рабочих линий.

Для этих рабочих линий графическим интегрированием определяют соответствующие им числа единиц переноса m_x . Построив график зависимости $m_x(R+1) = f(R)$, представленный на рис. 3.8, по минимуму значения этой функции находят R_{opt} .

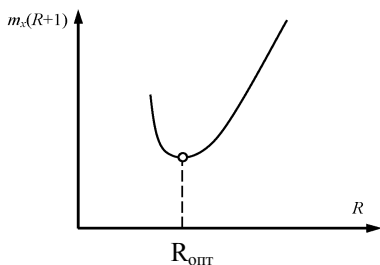


Рис. 3.8. Определения R_{opt}

Дальнейшее упрощение этой методики привело к замене числа единиц переноса m_x на число теоретических тарелок N_m и определению R_{opt} через функцию $N_m(R+1) = f(R)$.

Определение числа реальных тарелок ректификации. Используя число единиц переноса, либо КПД ступени (тарелки), можно графически, а в

случае $m = \text{const}$ и аналитически, определить число действительных ступеней или тарелок N_d .

Графический метод (метод кинетической кривой) основан на определении отрезков линий, соответствующих действитель-

ному и теоретическому изменению составов фаз на диаграмме $x-y$. Для этого на диаграмму наносят равновесную и рабочую линии (рис. 3.9).

Затем, предварительно рассчитав коэффициент массопередачи и число единиц переноса для ряда произвольно выбранных сечений аппарата (точки KDAL на рабочей линии), строят кинетическую кривую. Вписав ломаную линию между кинетической кривой и рабочей линией в интервале рабочих концентраций, определяют число реальных ступеней или тарелок.

Положение кинетической кривой определяется следующим образом. При полном перемешивании жидкой фазы и режиме идеального вытеснения газовой (паровой), приняв $m=\text{const}$, в соответствии рис. 3.9, получим

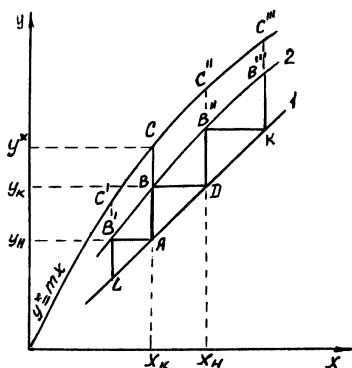


Рис 3.9. К определению реального числа ступеней контакта фаз
1 – рабочая линия;
2 – кинетическая кривая

$$m_y = \ln \frac{y^* - y_H}{y^* - y_K}; \quad (3.75)$$

при

$$e^{m_y} = \frac{y^* - y_H}{y^* - y_K} = \frac{CA}{CB} \quad CB = \frac{CA}{e^{m_y}}. \quad (3.76)$$

Зная величину e^{m_y} , можно определить положение точки В. Тарелки, расположенные выше и ниже этой точки на диаграмме, будут изображены аналогичными ступенями, причем концентрация жидкости, стекающей с вышерасположенной тарелки, – это величина x_H , а концентрация жидкости x_K , стекающей с та-

релки ABD, – начальная концентрация жидкости на нижерасположенной тарелке. Зная для двух соседних тарелок величины e^{m_y} , можно также определить положение точек В' и В". Линия, пересекающая эти точки, и является кинетической кривой.

Численные значения чисел переноса для каждой тарелки определяют через коэффициент массопередачи с учетом равенства $G(y_H - y_K) = K_y F \Delta y_{cp}$:

$$m_y = \frac{K_y F}{G} = \frac{y_K - y_H}{\Delta y_{cp}}, \text{ отсюда } e^{m_y} = e^{\frac{K_y F}{G}}.$$

Площадь поверхности фазового контакта F в случае барботажа определить сложно, поэтому коэффициент массопередачи K_y относят к площади поверхности барботажа тарелки S_T .

$$e^{m_y} = e^{\frac{K_y F}{G}} = e^{\frac{K_{yf} S_T}{G_f}}. \quad (3.77)$$

Коэффициент массопередачи тарелки K_{yf} рассчитывают с учетом известных коэффициентов массоотдачи β_{yf} и β_{xf} по уравнению аддитивности

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}, \quad (3.78)$$

где m – тангенс угла наклона равновесной линии для участка одной тарелки (участки кривой равновесных составов для одной тарелки спрямляются).

Таким образом, положение кинетической кривой можно найти, определив K_y для ряда участков рабочей линии (LA, AD, DK и т.д.), вычислив значения и величины отрезков LB', AB, DB", KB" и т.д.

Тепловой баланс процесса ректификации. Введем обозначения (рис. 3.10): Q_1 – тепло, поступающее в кипятильник колонны с греющим паром; Q_2 – тепло, поступающее с греющим паром;

Q_3 – тепло, поступающее с флегмой; Q_4 – тепло, уходящее с парами; Q_5 – тепло, уходящее с остатком; Q_6 – тепло, теряемое в окружающую среду.

При принятых обозначениях тепловой баланс процесса может быть выражен равенством

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (3.79)$$

или

$$Q_1 = G_D(R+1)r_D + G_D C_{DtD} G_W C_{WtW} - G_F C_{FtF} + Q_6, \quad (3.80)$$

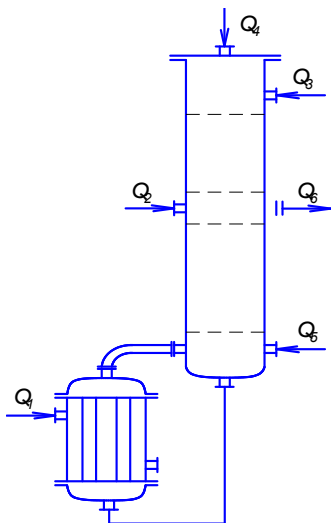


Рис. 3.10. Схема тепловых потоков в колонну непрерывной ректификации

где R_D – теплота парообразования дистиллята, кДж/ч.

Периодическая ректификация. Процессы периодической ректификации могут проводиться двумя способами: 1) при постоянном составе дистиллята ($x_p = \text{const}$) и 2) при постоянном флегмовом числе ($R = \text{const}$).

При $x_p = \text{const}$ для сохранения постоянного состава дистиллята необходимо постепенно увеличивать флегмовое число R . Увеличение флегмового числа соответствует увеличению наклона рабочей

линии, которая занимает последовательно положения ав, ав₁, ав₂ и т.д. (рис. 3.11, а), так как с увеличением R отрезок, отсекаемый рабочей линией на оси ординат, при $x_D = \text{const}$ уменьшается.

При $R = \text{const}$ концентрация низкокипящего компонента в кубе постепенно уменьшается от x_F до x_W , принимая промежуточные значения x'_W, x''_W и т.д. (рис. 3.11, б). При этом наклон

рабочей линии $\frac{R}{R+1}$ не зависит от концентрации. В результате рабочая линия смещается параллельно своему первоначальному положению. Однако при всех положениях рабочей линии число единиц переноса в колонне остается неизменным. В связи с этим изменяется во времени состав дистиллята, концентрация низкокипящего компонента в нем последовательно понижается от x_D до $x_D^{(n)}$, соответствующего заданному составу кубового остатка $x_W^{(n)}$.

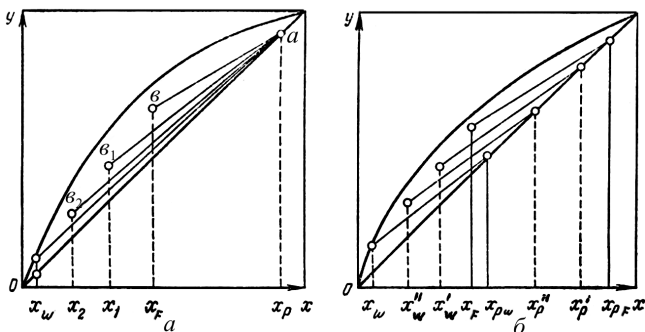


Рис 3.11. Изображение рабочих линий процесса
периодической ректификации
а – при $x_p = \text{const}$; б – при $R = \text{const}$.

Непрерывная ректификация. В ректификационных установках непрерывного действия потоки разделяемой смеси и продуктов разделения подаются и отбираются непрерывно. По технологии эти установки подразделяются на три вида. К первому относятся установки, обеспечивающие получение из исходной смеси в качестве продукта только низкокипящих компонентов. В таких установках исходная смесь непрерывно подается в куб колонны, а продукт отбирается в виде дистиллята. Ректификационные колонны, работающие по этому принципу, как уже известно, называются укрепляющими. Ко второму виду относятся установки, обеспечивающие получение в качестве продукта только высококипящих компонентов (в виде кубового остатка). При этом исходная смесь непрерывно подается вверх ректификационной колонны. Такие колонны называют исчерпывающими.

Ректификация многокомпонентных смесей. Задача разделения многокомпонентных смесей на практике встречается гораздо чаще, чем двухкомпонентных, поэтому ректификация многокомпонентных смесей является основным процессом ректификации в химических и нефтехимических производствах.

Составляя материальный баланс для каждого компонента смеси, аналогично уравнениям рабочих линий в случае разделения бинарной смеси, получим:

для укрепляющей части колонны:

$$\begin{aligned} y_A &= \frac{R}{R+I} x_A + \frac{x_A^*}{R+I}; & y_B &= \frac{R}{R+I} x_B + \frac{x_B^*}{R+I}; \\ y_C &= \frac{R}{R+I} x_C + \frac{x_C^*}{R+I}. \end{aligned} \quad (3.81)$$

где x_A , x_B , x_C – соответственно концентрация компонентов А, В и С в жидкости в любом сечении укрепляющей части колонны; y_A , y_B и y_C – концентрации компонентов А, В и С в паре в любом сечении укрепляющей части колонны, где концентрации жидкости соответственно равны x_A , x_B , x_C ; x_{PA} , x_{PB} и x_{PC} – концентрации компонентов А, В и С в дистилляте;

для исчерпывающей части колонны:

$$\begin{aligned} y_A &= \frac{R+F}{R+I} x_A - \frac{F-I}{R+I} x_{AW}; & y_B &= \frac{R+F}{R+I} x_B - \frac{F-I}{R+I} x_{BW}; \\ y_C &= \frac{R+F}{R+I} x_C - \frac{F-I}{R+I} x_{CW}. \end{aligned} \quad (3.82)$$

где x_A , x_B , x_C , y_A , y_B и y_C – имеют те же значения, что и в предыдущих уравнениях, но для исчерпывающей части колонны; x_{AW} , x_{BW} , x_{CW} – содержание компонентов А, В и С в кубовом остатке.

Переработка нефти. Важной технической областью применения процесса ректификации с целью разложения многокомпонентных смесей на множество фракций является, безусловно, переработка нефти. С учетом больших объемов перера-

ботки такие процессы на нефтеперерабатывающих заводах осуществляются в непрерывном режиме.

Нефть представляет собой многокомпонентную смесь с тысячами органических растворимых друг в друге отдельных компонентов (это преимущественно алканы, алкены, циклоалканы и ароматические углеводороды). Температуры кипения жидких компонентов могут находиться в диапазоне от 50 до 500 °С.

При очистке нефти многокомпонентная смесь не разлагается на отдельные компоненты, а разделяется на частичные смеси с определенной температурой кипения – фракции.

В промышленности требуются следующие фракции нефти: нефtezаводской газ, сжиженный газ, бензин, керосин (авиационный бензин), легкое и тяжелое котельное топливо (мазут), разные смазочные масла, парафины и битумы.

С учетом большого числа компонентов, а также частично очень разных свойств и требований к продуктам разделение производится в нескольких последовательно или параллельно соединенных системах (рис. 3.12).

Главная колонна для грубого разделения. Нефть сначала нагревается в трубчатой печи до температуры кипения, после чего подается в главную разделительную колонну. Там происходит ее грубое разделение на низкокипящую головную фракцию, высококипящую нижнюю фракцию и несколько выгружаемых сбоку средних фракций (со средней точкой кипения).

Главная разделительная колонна функционирует при атмосферном давлении и с подачей водяного пара (пара-носителя, стрипп-пара) в нижней части колонны. Последний понижает температуру кипения смеси в колонне таким образом, чтобы процесс ректификации протекал при относительно низкой температуре.

Кроме того, водяной пар в качестве стрипп-пара интенсивно отгоняет низкокипящие компоненты из продукта в нижней части колонны, а в отстойнике вымывает из жидкого головного продукта водорастворимые примеси (соли и др.).

Из верха (головы) разделительной колонны выходит паровая смесь, состоящая из самых низкокипящих компонентов нефти. При этом она разделяется в головном конденсаторе и отстойнике на нефtezаводской газ (имеющий при комнатной температуре газообразную форму) и фракции сырого бензина.

Колонны с повышенным давлением для низкокипящих компонентов. Сырой бензин содержит еще и летучие компоненты. Насосом он откачивается в колонну с повышенным давлением, благодаря чему достигается сжижение (газообразных при атмосферном давлении) компонентов, что позволяет разделять их методом ректификации. Головной продукт представляет собой при этом жидкостно-газовую смесь, состоящую из сжиженного и нефтезаводского газов, разделяемых в отстойнике. Продуктом, уходящим из низа колонны, будет очищенный бензин.

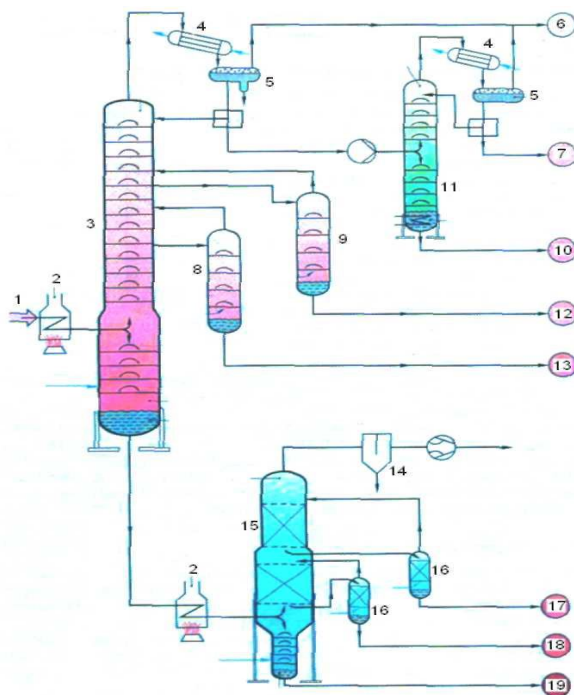


Рис 3.12. Установка для переработки нефти:

- 1 – нефть, 2 – трубчатый печь, 3 – Главная колонна, 4 – конденсатор,
 5 – осадитель, 6 – нефтезаводская газ, 7 – сжиженный газ,
 8, 9, 16 – боковые колонны, 10 – бензин, 11 – разделительная колонна
 высокого давления, 12 – керосин, 13 – легкий мазут,
 14 –воздуходельитель, 15 – вакуумная разделительная колонна,
 17 – смазочная масла, 18 – парафин, 19 – битум

Боковые разделительные колонны для сгущения средних фракций. Средние фракции боковой выгрузки из главной колонны направляются в боковые разделительные колонны, выполняющие чисто отгонную функцию и действующие на основе пара-носителя. В этих колоннах еще оставшиеся летучие компоненты отгоняются при низкой температуре кипения. Продуктами из низа колонны будут керосин и легкий мазут.

Фракция из низа главной колонны может сразу использоваться в качестве тяжелого котельного топлива (для промышленных установок и проч.). Она содержит все высококипящие компоненты в виде легкого мазута.

Вакуумная колонна для разделения высококипящих компонентов. В случае потребности в высококипящих нефтяных продуктах (смазочные масла, парафины и битумы) фракция из низа главной колонны направляется в вакуумную колонну и распадается там на составные части. Эта разделительная колонна с набивками работает под вакуумом, что позволяет снизить температуры кипения компонентов. Путем ректификации при атмосферном давлении высококипящие компоненты были бы подвержены термическому коксованию. Продуктом из низа вакуумной колонны является битум. Сбоку вакуумной колонны выгружаются смазочные масла и парафины разной вязкости. В боковых разделительных колоннах они еще раз очищаются с помощью стрипп-пара от легких летучих компонентов.

В верхней части вакуумной колонны находится вакуумный насос, генерирующий разрежение в колонне и отсасывающий последние летучие компоненты. Они выходят из установки в виде отработанного газа и сжигаются факельным пламенем.

3.5. Экстракция. Жидкостная экстракция

Экстракцией в широком смысле называются процессы разделения, основанные на извлечении одного или нескольких компонентов из растворов или твердых тел с помощью избирательных растворителей (экстрагентов). При взаимодействии с экстрагентом в нем хорошо растворяются только извлекаемые компоненты.

Экстракция в системах жидкость-жидкость – процесс разделения, основанный на извлечении одного или нескольких рас-

творенных веществ из одной жидкости другой жидкостью, практически не смешивающейся с первой. Эффективно используется для выделения в чистом виде различных продуктов органического и нефтехимического синтеза, извлечения и разделения редких и рассеянных элементов, очистки сточных вод.

Равновесие при экстракции. Равновесие для систем жидкость – распределяемое вещество – жидкость следует закону распределения. Согласно этому закону, отношение равновесных концентраций распределяемого компонента между двумя фазами, и жидкими в том числе, при постоянной температуре есть величина постоянная. Эта величина, как уже было сказано выше, представляет собой коэффициент распределения:

$$\frac{cG}{cL} = \frac{cG_1}{cL_1} = \frac{cG_2}{cL_2} = \frac{cG_n}{cL_n} = \psi, \quad (3.83)$$

или

$$cG = \psi cL, \text{ кг/м}^3. \quad (3.84)$$

При представлении состава фаз в относительных массовых концентрациях уравнение равновесия имеет вид

$$y^* = \frac{m \cdot x}{1 + (1 + m)x}, \quad (3.85)$$

где $m = \frac{\psi \rho_L}{\rho_G}$.

При малых концентрациях x в растворе произведением $(1+m)x$ пренебрегают и уравнение равновесия приобретает вид

$$y^* = m \cdot x. \quad (3.86)$$

Если пренебречь взаимной растворимостью жидкостей, составляющих фазы G и L , то каждая из фаз будет представлять двухкомпонентный раствор. Линия равновесия в системе координат $Y - X$ будет прямой.

На практике коэффициент равновесия не является величиной постоянной: он зависит не только от природы взаимодействующих

веществ, температуры и давления, но и от концентрации. Поэтому линия равновесия в системе координат $X-Y$ является кривой и строится по справочным данным, полученным из опыта.

При частичной растворимости фаз каждая из фаз при экстракции будет представлять собой трехкомпонентный раствор. Для таких систем ($K=3$, $\Phi=2$), по правилу фаз число степеней свободы равно трем ($C=3$).

Составы таких трехкомпонентных фаз удобно представить в треугольной диаграмме (рис 3.13).

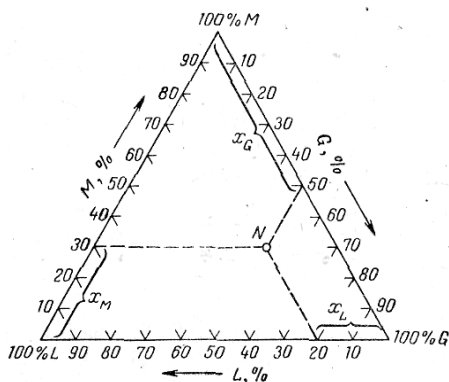


Рис 3.13. Треугольная диаграмма

Вершины равностороннего треугольника L , G и M обозначают чистые компоненты: растворитель исходного раствора L , экстрагент G и распределяемое вещество M . Каждая точка на сторонах LM , MG и GL соответствует составу двухкомпонентных растворов.

Каждая точка внутри диаграммы выражает состав трехкомпонентного раствора. Точка N характеризует тройную смесь со-

стоящую из 20% растворителя L , 50% растворителя G и 30% распределяемого вещества M .

Для расчета процесса экстракции с применением треугольной диаграммы необходимо располагать кривой равновесия фаз, определяющей составы фаз, образующихся при расслаивании системы.

На треугольной диаграмме рассмотрим систему, состоящую из компонентов L , G и M , причем компоненты L и M , M и G неограниченно растворимы друг в друге, а компоненты L и G обладают ограниченной взаимной растворимостью, т.е. при наличии в системе определенных количеств компонентов L и G может образоваться двухфазная жидкая система (рис. 3.14).

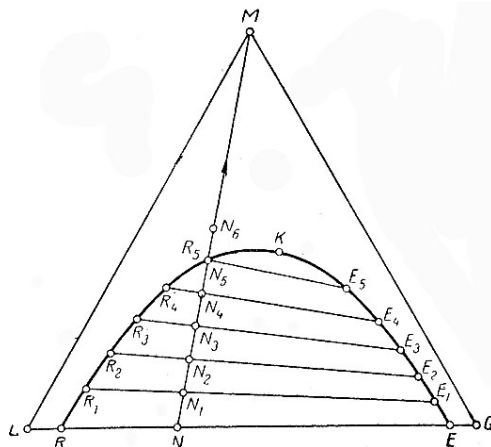


Рис 3.14. Кривая равновесия на треугольной диаграмме

Составы фаз, получаемые при смешении компонентов L и G , располагаются на стороне LG треугольника. При этом между точками R_1 и E_1 расположены расслаивающиеся системы, составы которых отвечают точкам R_1 и E_1 .

Если к этим растворам, составы которых изображаются точками R_1 и E_1 , добавить третий компонент M , то составы расслаивающихся трехкомпонентных растворов будут соответствовать точкам R_2 и E_2 . При дальнейшем добавлении компонента M получим ряд расслаивающихся тройных систем, характеризующиеся точкам R_3 и E_3 , R_4 и E_4 и т.д.

При значительном разбавлении раствора компонентом M образуется гомогенный раствор, характеризующийся точкой K . Эту точку называют критической.

Соединив точки, соответствующие равновесным составом, плавной кривой $RR_1R_2...K...E_2E_1E$, получим бинодальную кривую равновесия. Прямые, соединяющие точки R_1 и E_1 , R_2 и E_2 и т.д., называют конодами, они не параллельны одна другой.

Любая точка, лежащая внутри контура, ограниченного бинодальной кривой, отвечает двухфазной системе; вне контуре – однофазной системе.

Материальный баланс экстракции. Уравнение материального баланса по общим потокам имеет вид

$$F + G = R + E, \quad (3.87)$$

по распределяемому компоненту

$$Fx_F + y_G G = Rx_R + Ey_E, \quad (3.88)$$

где R – рафинат, представляет собой исходную смесь после извлечения распределяемого компонента; E – экстракт представляет собой экстрагент после поглощения распределяемого компонента.

Напишем уравнение через точку N

$$F + S = N = R + E. \quad (3.89)$$

Для построения процесса точку F , соответствующую составу исходного раствора, соединяют прямой с точкой S , выражающей состав экстрагента. Каждая точка FS соответствует постоянному соотношению компонентов A и B исходного раствора.

По правилу рычага определяют положение точки N , пользуясь соотношением

$$\frac{S}{F} = \frac{FN}{SN}. \quad (3.90)$$

Следовательно, масса экстрагента

$$S = F \cdot \left(\frac{FN}{SN} \right). \quad (3.91)$$

Зная положение хорды равновесия проходящей через точку M , и применяя то же правило рычага, находят, массу рафината

$$R = N \cdot \left(\frac{NE}{RE} \right). \quad (3.92)$$

Тогда масса получаемого экстракта

$$E = N - R = N - N \frac{NE}{RE} = N \frac{RE - NE}{RE} = N \frac{RN}{RE} \quad (3.93)$$

Экстракционные аппараты. В химических производствах применяются следующие схемы экстракции: однократная экстракция, многократная экстракция с перекрестным током растворителя, многократная экстракция с противотоком растворителя, непрерывная противоточная экстракция, ступенчатая противоточная экстракция.

В промышленности применяется большое число различных конструкций экстракционных аппаратов. Их можно разделить на две основные группы: по способу смешения и по способу разделения.

По способу смешения фаз экстракторы делятся: аппараты ступенчатого типа, в которых происходит контактирование и последующее разделение фаз; аппараты колонного типа с непрерывно изменяющимся составом фаз.

По способу разделения фаз экстракторы делятся: аппараты отстойного типа и центробежные аппараты.

Наибольшее распространение нашли аппараты колонного типа.

3.6. Экстракция в системе твердый– жидкость. Растворение и выщелачивание

Основы процессов растворения твердых веществ. Процесс растворения твердых веществ в жидкостях широко используется в химической и родственных ей отраслях промышленности (металлургической, пищевой, текстильной, фармацевтической и др.).

Известны три вариант процесса растворения: полное, частичное, химическое.

При полном растворении исходное твердое вещество полностью переходит в растворенное состояние, при этом получают гомогенный жидкий раствор вещества в том или ином растворителе.

При частичном растворении получается гетерогенная смесь, состоящая из жидкого раствора и остатков твердого вещества. Частичное растворение обычно применяют для избирательного извлечения из твердых смесей одного или нескольких компонентов. Часто данный процесс называют еще выщелачиванием, или экстракцией в системе твердое тело– жидкость.

При химическом растворении все вещество или какие-то его компоненты вступают в химическое взаимодействие с рас-

творителем, в результате чего образуются продукты которые могут полностью или частично растворяться в жидкой фазе. Процесс нередко сопровождается выделением газообразных продуктов химической реакции.

Растворяемое веществ может представлять собой индивидуальный компонент, бинарную или многокомпонентную смесь твердых веществ. При этом оно может находиться в кристаллическом или аморфном состоянии.

В качестве растворителей обычно используют низкоплавкие индивидуальные вещества (воду, спирты, кетоны, кислоты и др.) или различные жидкие смеси веществ (например, водные растворы неорганических и органических кислот, щелочей, спиртов, нефтяные фракции и др.).

При осуществлении процессов растворения и выщелачивания часто возникает задача регенерации растворителей. Ее решают так же, как и в процессе жидкостной экстракции, применяя процессы выпаривания, ректификации, кристаллизации, ионообмена и др.

Физико-химические основы процесса. Закономерности процесса растворения твердых веществ сильно зависят от равновесия в системе твердая фаза – жидкость. При анализе диаграммы состояния систем широко используется правило фаз.

При растворении вещества система состоит как минимум из двух компонентов – растворяемого вещества и растворителя. При растворении двухкомпонентного твердого вещества с использованием чистого растворителя речь идет уже о трехкомпонентной системе. С такой же системой имеем дело при растворении индивидуального вещества бинарным растворителем.

Рассмотрим растворение однокомпонентных веществ в чистых растворителях. Процесс может быть изображен в диаграмме фазового равновесия “твердая фаза-жидкость” (рис. 3.15), где компонент А представляет собой растворяемое вещество, а компонент В – растворитель. На этой диаграмме выше линии ликвидуса (aE - bE) располагается область L гомогенных ненасыщенных растворов; а ниже этой линии – области гетерогенного равновесия aEa' и bEb' . В области aEa' в равновесии находятся кристаллы растворяемого вещества K_A и насыщенный им раствор M_A . В области же bEb' - кристаллы растворителя K_B и маточник M_B .

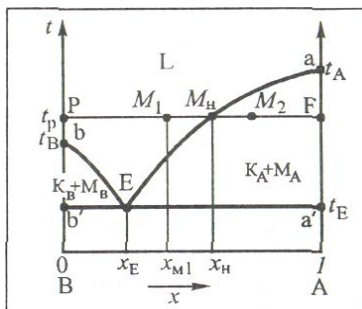


Рис. 3.15. Изображение процесса растворения однокомпонентного вещества А чистым растворителем В в диаграмме фазового равновесия

Если процесс растворения производится при постоянной температуре t_p , то линия смешения растворителя В с веществом А представляет собой изотерму PF, на которой находится точка смеси М.

Если точка M_1 попадает в гомогенную область L, то все вещество растворится и получится раствор с концентрацией растворенного вещества X_{M_1} . Последнюю можно определить, используя правило рычага:

$$X_{M_1} = \frac{P\overline{M_1}}{PF} \quad (3.94)$$

Если же точка M_2 попадает в гетерогенную область, то часть вещества А останется в твердом состоянии ($x_A=1$), т.е. произойдет частичное растворение. Жидкая же фаза представляет насыщенный раствор M_h с концентрацией X_h .

Для полного растворения вещества А необходимо взять такие количества растворяемого вещества F и растворителя P, чтобы выполнялось условие

$$\frac{P}{F} = \frac{\overline{M_h F}}{\overline{P M_h}} = \frac{1 - X_h}{X_h} \quad (3.95)$$

Кинетика процессов растворения. Процесс растворения твердых веществ происходит в гетерогенной системе твердая фаза – жидкость. При этом дисперсной фазой всегда выступают частицы твердого материала.

Кинетика процессов растворения следует сложным закономерностям. Процесс простого растворения однокомпонентных веществ состоит из следующих основных стадий: подвод растворителя к поверхности раздела фаз; переход вещества из твердой фазы в растворенное состояние; диффузионный перенос растворенного вещества от поверхности раздела фаз в основную массу раствора.

Анализ этих стадий показывает, что кинетика растворения однокомпонентных веществ чаще всего определяется интенсивностью третьей стадии – внешнего массопереноса.

При химическом растворении наряду с интенсивность внешнего массопереноса на скорость процесса растворения может существенное влияние оказывать скорость химической реакции, происходящей на границе раздела фаз.

Процесс частичного растворения бинарных и многокомпонентных твердых смесей протекает более сложно – из-за наличия в системе нерастворенных твердых компонентов.

На практике движущую силу процесса растворения обычно выражают через разность рабочих и равновесных концентраций в растворе. При этом принимают, что на поверхности твердой фазы раствор достигает насыщенного состояния, т.е. его концентрация равна x_n . В основной же массе раствор ненасыщен, и его концентрация $x < x_n$.

Скорость процесса (изменение массы твердого вещества M во времени τ) можно представить в виде уравнения массоотдачи:

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta \cdot f(x_n - x), \quad (3.96)$$

где f – текущая межфазная поверхность в момент времени τ ; β – коэффициент массоотдачи.

Величина коэффициента массоотдачи в жидкой фазе можно определить, используя обобщенные критериальные уравнения.

Расчет процесса выщелачивания, если массообмен протекает в условиях внутренней диффузии, базируется на уравнении Фика и

граничных условиях I рода: концентрация вещества на границе фаз постоянная и одинаковая вдоль всей поверхности тела.

Способы процессов растворения. Основными способами растворения являются: 1) периодический; 2) полунепрерывный; 3) непрерывный.

Периодический процесс полного растворения проводят в аппаратах с механическим перемешиванием дисперсной системы (суспензии). При этом движущая сила процесса растворения постепенно снижается во времени в результате повышения концентрации раствора. Такой процесс продолжают до растворения всего загруженного твердого материала.

Непрерывное полное растворение твердых веществ можно вести в аппаратах проточного и противоточного типов. При проточном движении твердой и жидкой фаз концентрация раствора постепенно увеличивается по длине (или высота) аппарата, а масса твердой фазы соответственно уменьшается вплоть до нуля. При проточном движении фаз движущая сила процесса по ходу движения потоков в аппарате падает. Противоточное движение может быть организовано путем механического перемещения твердой фазы навстречу потоку ненасыщенного раствора.

В ряде аппаратов имеет место смешанный режим движения потоков.

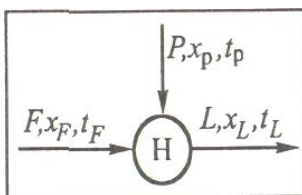


Рис. 3.16. Схема процесса полного растворения вещества

Расчет процессов растворения. Рассмотрим методику расчета процесса полного растворения. Схема потоков фаз такого процесса показана на рис. 3.16. В аппарат H поступает поток исходного твердого вещества F с концентрацией растворяемого компонента x_F и растворитель P с его концентрацией x_P . В результате растворения

получается раствор L с концентрацией x_L . Уравнения материального баланса имеют вид:

$$F + P - L = 0, \quad (3.97)$$

по целевому компоненту

$$F \cdot x_F + P \cdot x_P - L \cdot x_L = 0. \quad (3.98)$$

При совместном решении этих уравнений находим концентрацию получаемого раствора:

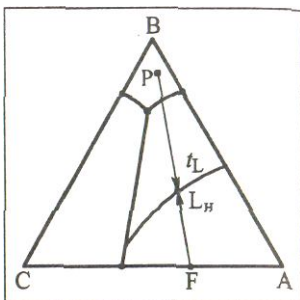
$$x_L = \frac{F \cdot x_F + P \cdot x_P}{F + P}. \quad (3.99)$$

При осуществлении процесса полного растворения часто возникает задача определения минимального расхода растворителя. Если в уравнении (3.99) принять концентрацию x_L равной концентрации насыщения x_n , то из него можно получить $P=P_n$:

$$P_n = F \frac{x_F - x_n}{x_n - x_p}. \quad (3.100)$$

При полном растворении однокомпонентного вещества его концентрацию в насыщенном растворе x_n можно определить из диаграммы равновесия или по кривой растворимости вещества.

Расчет процесса полной растворимости бинарных смесей удобно производить с использованием проекций диаграммы равновесия фаз на плоскость концентрационного треугольника. На рис. 3.17 показан процесс полного растворения бинарной смеси F, состоящей из компонентов А и С с использованием



растворителя Р (в случае чистого растворителя точка Р совпадает с точкой В). Состав насыщенного раствора L_n находится на пересечении линии смешения PF с изотермой растворения t_L . Расход растворителя для получения насыщенного раствора легко определить по правилу рычага:

Рис. 3.17. Полное растворение бинарного твердого вещества

$$L_n = F \frac{\overline{FL_n}}{\overline{PL_n}} \quad (3.101)$$

3.7. Адсорбция

Адсорбцией называется процесс разделения, основанный на поглощении газов или паров из газовых смесей или растворенных веществ из растворов твердыми пористыми поглотителями.

Твердый пористый поглотитель называется адсорбентом, поглощаемое вещество – адсорбтивом.

Адсорбенты. Наиболее распространенными промышленными адсорбентами являются активированные угли, силикагели, алюмогели и цеолиты. Указанные адсорбенты изготавливаются зернистыми, в виде частиц неправильной или почти правильной сферической формы размером 2–8 мм, и пылевидными, состоящими из частиц размером 50–200 мкм.

Активированные угли получают из различных видов угле-содержащего сырья (древесина, торф, бурые и каменные угли, кости животных, скорлупа орехов и др.) путем их термической обработки без доступа воздуха. Активированные угли имеют удельную поверхность порядка 1000–1200 м²/г. Они гидрофобны, поэтому могут успешно применяться для адсорбции паров органических веществ из газовых смесей.

Силикагель представляет собой гидратированный гель кремниевой кислоты. Последний получают действием серной или соляной кислот на раствор силиката натрия. Выделяющийся гель после промывки водой сушат до влажности 5–7 %, при которой достигается наибольшая адсорбционная способность. Удельная поверхность силикагеля 400–500 м²/г. Он является гидрофильным адсорбентом, причем поглощаемая им влага уменьшает способность его поглощать пары других веществ.

Алюмогели представляют собой смеси нормального гидрата окиси алюминия $\text{Al}(\text{OH})_3$ и ее полугидратов, получаемые термической обработкой гидрата окиси алюминия при температурах 600–1000 °С. Образующийся сорбент имеет поры со средним диаметром $1 - 3 \cdot 10^{-9}$ м и среднюю удельную поверхность 200–400 м²/г. Алюмогель является гидрофильным адсорбентом.

Цеолиты представляют собой природные или синтетические адсорбенты, которые являются водными алюмосиликатами катионов элементов первой и второй групп периодической сис-

темы Д.И. Менделеева. В качестве промышленных адсорбентов применяют главным образом синтетические цеолиты.

Равновесие в процессах адсорбции. Согласно основным положениям массопередачи, равновесные соотношения при адсорбции должны выражать зависимости между концентрацией адсорбированного твердым телом вещества – адсорбатом и равновесной концентрацией поглощаемого вещества из парогазовой смеси или раствора – адсорбтивом. Если поглощаемым веществом является газ или пар, то равновесную концентрацию в парогазовой смеси можно заменить парциальным давлением.

Наиболее просто равновесные соотношения при адсорбции выражаются уравнением Ленгмюра:

$$\bar{X} = abp / (1 + bp) \quad (3.102)$$

или уравнением Фрейндлиха:

$$\bar{X} = kp^{\frac{1}{n}}, \quad \text{или} \quad \bar{X} = A\bar{Y}^{\frac{1}{B}}. \quad (3.103)$$

где p – парциальное давление поглощенного вещества в парогазовой смеси; $\bar{Y}$ – равновесная концентрация в парогазовой смеси или растворе; a, b, k, A, n, B – константы, определяемые опытным путем.

Концентрацию $\bar{X}^*$ иногда называют адсорбционной емкостью, или активностью адсорбента.

Материальный баланс процесса адсорбции. Процессы адсорбции проводятся непрерывно или периодически.

Для непрерывного процесса адсорбции, когда адсорбент движется через аппарат навстречу потоку газовой или жидкостной смеси, уравнения материального баланса идентичны уравнениям, общим для всех процессов массопередачи.

$$GdY = LdX, \quad (3.104)$$

где G – расход парогазовой фазы или раствора, кг/с; L – расход адсорбента, кг/с; Y – рабочие концентрации адсорбируемого вещества в парогазовой фазе или растворе, кг/кг инертной части;

X – рабочие концентрации адсорбируемого вещества в адсорбенте, кг/кг адсорбента.

При расчете кинетику адсорбций в основном применяется основное уравнение массопередачи

$$dM = K_{yv} (Y - Y^*) dV d\tau.$$

В условиях псевдооживленной адсорбций $K_{yv} = \beta_{yv}$. Тогда β_{yv} можно определить с помощью уравнения подобия.

$$Nu = 46.25 \cdot 10^{-6} Re^{1.65}. \quad (3.105)$$

Высота абсорбера

$$H = h_{охл} + h + h_D. \quad (3.106)$$

где $h_{охл}$ – высоты зоны охлаждения; h – высоты зоны адсорбций; h_D – высоты десорбций и нагревания.

Поверхность массопередачи

$$F = \frac{M}{\beta \Delta Y_{CP}}; \text{ где } \Delta y_{CP} = \frac{(y_H - y_K)}{\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}}.$$

3.8. Ионообменные процессы

Ионообменные процессы (ионообменная сорбция) - взаимодействие растворов электролитов с сорбентами-ионитами, обладающими способностью обменивать свои ионы на ионы, находящиеся в растворе.

Обмен ионов в ионитах происходит в эквивалентных количествах и обратим, поэтому процесс обмена ионов между раствором электролита и твердой фазой ионита может быть записан как обычная химическая реакция. Способностью к ионному обмену обладают многие природные вещества, а также синтетические. Из последних ионообменные смолы имеют особое значение.

Бывает природные или синтетические ионообменные смолы (аниониты и катиониты).

Сущность действия ионитов в обменных реакциях:

- анионного обмена $2RCl + Na_2SO_4 \rightleftharpoons R_2SO_4 + 2NaCl$;

- катионного обмена $2NaR + CaCl_2 \rightleftharpoons CaR_2 + 2NaCl$,

где R – молекула ионита, связанная с подвижным ионом.

С появлением синтетических ионообменных смолы, ионообменные процессы нашли широкое применение в промышленности.

Создание ионообменной смолы сводится к синтезу нерастворимой в воде и в других растворителях твердого органического полимеров, образующего трехмерный высокомолекулярный каркас с активными группами путем «сшивания» линейного высокомолекулярного соединения - полистирола - в пространственную сетку с помощью различных «мостикообразующих» веществ (например, дивинилбензола).

Сухая ионообменная смола еще не является ионитом. Ионитом она становится после набухания. В воде происходит диссоциация ионогенных групп с образованием подвижных противоионов и неподвижных, связанных с матрицей, фиксированных ионов. При взаимодействии ионообменных смол с растворами электролитов противоионы замещаются эквивалентным количеством ионов, находящихся в растворе.

Для проведения процесса ионного обмена равновесие должно быть сдвинуто вправо, т.е. константы химического равновесия реакций ионного обмена должны быть намного больше единицы.

Регенерация ионитов. Для регенерации ионита, насыщенного извлекаемыми из электролита катионами, используют растворы кислот (например, 5 % -ный раствор HCl). Регенерация анионита проводится раствором щелочи (например, 5 % -ным раствором $NaOH$).

После регенерации ионитов необходима полная отмывка их водой от следов регенерирующих растворов.

Равновесие при ионообмене. Состояние равновесия при ионном обмене, так же, как при адсорбции, изображается в виде изотермы равновесия, которая является важной характеристикой при ионном обмене. При расчете ионообменных колонн изотермой равновесия пользуются для определения средней движущей силы процесса.

Равновесные соотношения при ионном обмене удовлетворительно описываются уравнением Фрейндлиха или уравнением Ленгмюра.

Состояние равновесия между обмениваемыми ионами ионита и раствора зависит от температуры. Обычно наблюдается уменьшение емкости и избирательности ионитов при повышении температуры (рис. 3.18). Предельная температура процесса определяется термической устойчивостью ионитов и для обычных ионообменных смол не превышает 80–100 °С.

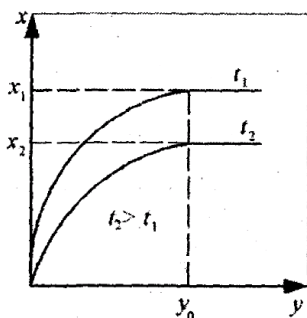


Рис. 3.18. Влияние температуры на равновесие при ионном обмене

Влияние рН растворов на равновесие различно: с увеличением, рН емкость катионитов увеличивается, а для анионитов – уменьшается.

Материальный баланс ионообменных процессов. Материальные балансы ионообменных процессов выражаются уравнениями, общими для всех массообменных процессов:

$$G(y_H - y_K) = L(x_K - x_H). \quad (3.107)$$

где L – количество ионита, кг/ч; G – количество растворителя, кг/ч; x_H , x_K – начальная и конечная концентрации ионита, г/кг сухого ионита; y_H , y_K – начальная и конечная концентрации удаляемых ионов в растворе, г/кг растворителя.

Кинетика ионообменных процессов. Явления процессов ионообмена отличаются от процессов физической сорбции тем, что в одном случае имеет место перенос молекул (физическая адсорбция), а в другом – перенос ионов. Перенос ионов – сложный процесс, состоящий из семи стадий. В технических расчетах кинетика процесса переноса ионов принимается в упрощенном виде.

Основное кинетическое уравнение:

$$\frac{dM}{V d\tau} = \beta_Y (y - y^*) \cdot \quad (3.108)$$

Для определения коэффициента массоотдачи можно рекомендовать эмпирическое уравнение:

$$\frac{\beta_y d_u^2}{D_u} = 28,4 \left(\frac{w d_u \rho}{\mu} \right)^{0,41}, \quad (3.109)$$

где β_y – коэффициент массоотдачи, 1/с; d_u – диаметр зерна ионита, м; D_u – коэффициент диффузии удаляемых из раствора ионов, м²/с; w – скорость раствора, м/с; ρ – плотность раствора, кг/м³; μ – вязкость раствора, кг/(м·с).

Ионообменная аппаратура. Ионообменную аппаратуру можно классифицировать так же, как и аппаратуру для адсорбции:

- периодически действующие аппараты с неподвижным слоем ионита;

- непрерывнодействующие аппараты, которые подразделяются на аппараты с движущимся слоем ионита и с псевдооживленным слоем ионита.

3.9. Мембранные процессы

Процессами мембранного разделения смесей, или мембранными процессами называют разделение смесей посредством полунепроницаемых мембран.

К основным мембранным методам разделения относятся: обратный осмос, ультрафильтрация, микрофильтрация, испарение через полупроницаемую мембрану, диализ, электродиализ, диффузионное разделение газов. В любом из этих процессов жидкая или газовая смесь вводится в соприкосновение с полупроницаемой мембраной (рис. 3.19); вследствие особых свойств полупроницаемой мембраны через нее проходит один из компонентов или несколько компонентов и происходит обогащение или, наоборот, обеднение исходной смеси. Движущей силой того или иного мембранного процесса могут быть: градиент давлений, градиент температур, градиент концентраций, градиент электрического потенциала. В некоторых случаях возможно их сочетание.

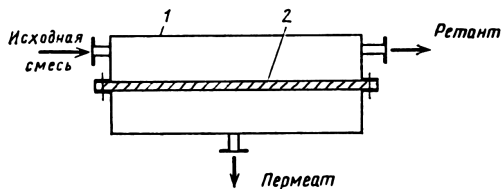


Рис 3.19. Схема разделения смеси на полупроницаемой мембране:
1 – аппарат; 2 – мембрана

Отличительной особенностью всех мембранных процессов является простота аппаратного оформления, возможность осуществлять процессы при температуре окружающей среды, безреагентность, экономичность.

Процессы мембранного разделения характеризуются двумя основными параметрами: проницаемостью G и селективностью ϕ .

Прошедший через мембрану продукт принято называть пермеатом, а оставшуюся перед мембраной разделенную смесь – ретантом (или концентратом).

Проницаемость G (кг/м²·с), или удельная производительность характеризует количество пермеата W (кг/с), полученного при данной движущей силе в единицу времени τ (с) с единицы поверхности F мембраны, м²:

$$G = \frac{W}{F\tau}. \quad (3.110)$$

Селективность ϕ (%) характеризует эффективность процесса мембранного разделения

$$\phi = \frac{c_1 - c_2}{c_1} \cdot 100 \%, \text{ или } \phi = \left(1 - \frac{c_2}{c_1}\right) \cdot 100 \%, \quad (3.111)$$

где c_1 – концентрация распределяемого компонента в исходной смеси; c_2 – концентрация распределяемого компонента в пермеате.

Обратный осмос. Метод обратного осмоса состоит в фильтровании растворов под давлением, превышающим атмосферное, через полупроницаемые мембраны, пропускающие

растворитель и полностью или частично задерживающие молекулы или ионы растворенных веществ.

В основе метода лежит явление осмоса. Если раствор отделен полунепроницаемой мембраной, то явление осмоса будет выражаться в самопроизвольном переходе через мембрану в основном растворителя.

Когда процесс достигает равновесия, то давление над раствором будет равно осмотическому. Если в растворе создать давление больше осмотического, то перенос растворителя будет происходить в обратном направлении, этот процесс носит название обратного осмоса.

Движущая сила обратного осмоса в случае идеально полунепроницаемых мембран выражается, Па:

$$\Delta P = P - \pi_1, \quad (3.112)$$

где P – рабочее давление над раствором, Па; π_1 – осмотическое давление раствора, Па.

Ультрафильтрация – мембранный метод разделения жидких смесей через полунепроницаемую мембрану, основанный на различной молекулярной массе и различном молекулярном размере компонентов разделяемой смеси. Ультрафильтрацию в отличие от обратного осмоса используют для разделения жидких смесей, в которых молекулярная масса растворенных компонентов намного больше молекулярной массы растворителя. Так как осмотические давления высокомолекулярных соединений малы по сравнению с рабочим давлением, то при определении движущей силы процесса ультрафильтрации их обычно не учитывают. Движущую силу ультрафильтрации в этом случае определяют как разность давлений по обе стороны мембраны.

Микрофильтрация. К рассмотренным мембранным методам, обратному осмосу и ультрафильтрации примыкает микрофильтрация – мембранный метод разделения крупных коллоидных частиц или взвешенных микрочастиц. Микрофильтрацию называют мембранной фильтрацией. Микрофильтрация является переходным процессом от мембранных методов разделения к обычной фильтрации.

Диализ – это процесс самопроизвольного разделения молекул высокомолекулярных и низкомолекулярных веществ при помощи полупроницаемых мембран. Диализ основан на различии скоростей диффузии веществ через полупроницаемые мембраны, разделяющие концентрированный и разбавленный растворы, его обычно применяют для разделения веществ, значительно отличающихся по молекулярным массам (а, значит, и по коэффициентам диффузии). В качестве полупроницаемых мембран для диализа используют целлофан, пленки из нитратов и ацетатов целлюлозы, микропористый поливинилхлорид и др. Диализ обычно используют для извлечения из растворов низкомолекулярных соединений в химической, биохимической и медицинской промышленности.

Электродиализ – процесс разделения веществ под действием постоянного электрического поля в растворе, когда положительные и отрицательные ионы перемещаются к соответствующим электродам, проникая при этом сквозь мембранные перегородки. Электродиализ можно проводить с использованием неселективных мембран, проницаемых только для ионов (для отделения электролитов от неэлектролитов), и селективных, проницаемых только для катионов или только для анионов.

Полупроницаемые мембраны. Реализация мембранных процессов разделения в промышленности определяется в первую очередь качеством полупроницаемых мембран. Полупроницаемые мембраны должны иметь следующие свойства: высокую селективность; высокую удельную проницаемость; химическую стойкость к действию разделяемой среды; стабильные характеристики в процессе эксплуатации; достаточную механическую прочность и низкую стоимость.

Для изготовления мембран применяют различные материалы: полимеры, керамику, стекло и др.

В зависимости от механической прочности мембраны подразделяются на жесткие и полужесткие (уплотняющиеся под действием перепада давлений). В зависимости от структуры мембраны подразделяются на пористые и непористые (диффузионные).

Расчет мембранных аппаратов. Целью технологического расчета мембранного аппарата является определение необходимой поверхности мембран, а также определение материальных потоков,

входящих и выходящих из аппарата, и их состав по распределяемому компоненту. Обычно мембранные процессы проводят при постоянных температуре и давлении. Заданными величинами являются количество исходного раствора L_0 (кг/с), его состав C_0 (кг/кг), количество пермеата W (кг/с) и его состав C_2 (кг/кг).

Уравнение материального баланса по потокам имеет вид:

$$L_0 = L + W, \quad (3.113)$$

где L – расход ретанта, кг/с.

Уравнение материального баланса по распределяемому компоненту

$$L_0 C_0 = L C_1 + W C_2, \quad (3.114)$$

где C_1 – состав ретанта, кг/кг.

Решая совместно уравнения (3.113) и (3.114), найдем состав ретанта:

$$C_1 = \frac{L_0 C_0 - W C_2}{L} = \frac{L_0 C_0 - W C_2}{L_0 - W}. \quad (3.115)$$

Обозначим через α выход пермеата:

$$\alpha = \frac{W}{L_0}. \quad (3.116)$$

С учетом выражения (3.115) уравнение (3.116) можно представить в виде:

$$C_1 = \frac{C_0 - \alpha C_2}{1 - \alpha}. \quad (3.117)$$

По концентрациям распределяемого компонента, до мембраны и после нее, можно определить селективность мембраны φ . Располагая значениями селективности мембраны φ , с учетом физико-химических свойств разделяемой смеси, при известных значениях температуры и давления выбирают материал и тол-

щину мембраны. Для выбранной мембраны по справочным данным находят зависимость проницаемости мембраны G от состава разделяемой смеси над мембраной C_1 :

$$G = f(C_1). \quad (3.118)$$

Определив G , находим поверхность полупроницаемой мембраны F :

$$F = \frac{W}{G} = \frac{\alpha L_0}{f(C_1)}. \quad (3.119)$$

Аппараты для мембранных процессов подразделяют на четыре основных типа, различающихся способом укладки мембран: аппараты с плоскокамерными фильтрующими элементами; с трубчатыми фильтрующими элементами; со спиральными фильтрующими элементами; мембранами в виде полых волокон.

3.10. Сушка

Сушка – процесс удаления влаги из материала путем ее испарения и отвода образовавшихся паров. Это сложный тепло-массообменный процесс, скорость которого в основном определяется скоростью диффузии влаги в материале. При сушке влага перемещается из глубины материала к поверхности; тепло, необходимое для испарения, подводится к поверхности и распределяется вглубь материала. Движущей силой процесса сушки является разность парциальных давлений влаги над поверхностью материала и в окружающей среде.

Виды сушки. По способу подвода тепла к высушиваемому материалу различают следующие виды сушки: конвективную, контактную, радиационную, диэлектрическую, сублимационную.

При конвективной сушке тепло передается непосредственным соприкосновением высушиваемого материала с сушильным агентом (нагретым воздухом, дымовыми газами, инертными газами).

При контактной сушке тепло передается от теплоносителя к высушиваемому материалу через разделяющую их теплопередающую поверхность.

При радиационной сушке тепло к высушиваемому материалу передается инфракрасными лучами.

При диэлектрической сушке нагревание высушиваемого материала происходит в поле токов высокой частоты.

При сублимационной сушке испарение влаги происходит при низких температурах в глубоком вакууме, причем переход влаги в парообразное состояние происходит сразу из твердой фазы, минуя жидкое состояние.

Последние три вида сушки применяются относительно редко и относятся к специальным видам сушки.

Свойство влажного воздуха. Влажного воздуха, который наиболее часто используют в качестве сушильного агента, характеризуют следующие параметры: температура, давление, плотность, абсолютная и относительная влажность, влагосодержание, теплоемкость, энтальпия.

Абсолютная влажность – это масса водяного пара в единице объема влажного воздуха. Поскольку водяной пар, как компонент бинарной смеси, занимает весь объем влажного газа, то понятие абсолютной влажности совпадает с понятием плотности пара $\rho_{\text{п}}$ кг/м³.

Относительная влажность (φ) – это отношение количества водяного пара в единице объема газа к максимально возможному при данных внешних условиях (температуре и общем давлении)

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{н}}} \quad \text{или} \quad \varphi = \frac{P_{\text{п}}}{P_{\text{н}}}, \quad (3.120)$$

где $\rho_{\text{п}}$ – плотность пара при данных условиях; $\rho_{\text{н}}$ – плотность насыщенного пара при тех же условиях; $P_{\text{п}}$ – парциальное давление водяного пара, Па; $P_{\text{н}}$ – давление насыщенного водяного пара при данной температуре и общем давлении, Па.

В процессе сушки воздух нагревается и охлаждается, вследствие чего его объем изменяется. Поэтому в расчетах пользоваться абсолютной и относительной влажностью не всегда удобно. Более удобно использовать влагосодержание.

Влагосодержание x – это количество водяного пара, приходящееся на 1 кг абсолютно сухого воздуха, кг/кг

$$x = \frac{M_{\text{п}} P_{\text{п}}}{M_{\text{с.в}} P_{\text{с.в}}} = 0,622 \frac{\phi P_{\text{п}}}{P - \phi P_{\text{п}}}, \quad (3.121)$$

где $M_{\text{п}}$ и $M_{\text{с.в}}$ – молекулярная масса водяного пара и сухого воздуха соответственно, кг/кмоль; P – общее давление, Па.

Удельную теплоемкость влажного воздуха C принимают аддитивной величиной теплоемкостей абсолютно сухого воздуха и водяного пара. Удельную теплоемкость влажного воздуха обычно относят к 1 кг абсолютно сухого воздуха

$$C = C_{\text{с.в}} + C_{\text{п}} x, \quad (3.122)$$

где $C_{\text{с.в}}$ – удельная теплоемкость абсолютно сухого воздуха, Дж/(кг·К); $C_{\text{п}}$ – удельная теплоемкость водяного пара, Дж/(кг·К).

Энтальпия I влажного воздуха относится к 1кг абсолютно сухого воздуха, (Дж/кг).

Энтальпию выражают также по правилу аддитивности как сумму энтальпий сухого воздуха и водяного пара

$$I = C_{\text{с.в}} t + x i_{\text{п}}, \quad (3.123)$$

где $C_{\text{с.в}}$ – средняя удельная теплоемкость сухого воздуха, которая может быть принята приближенно 1000, Дж/(кг·К); $i_{\text{п}}$ – энтальпия водяного пара, Дж/кг.

Температура мокрого термометра – это та температура, которую примет влажный воздух, если его охлаждать до насыщения с постоянным теплосодержанием $I = \text{const}$.

На практике для определения температуры мокрого термометра используют психрометр – прибор, состоящий из сухого и мокрого термометров. Резервуар с ртутью у «мокрого» термометра обернут влажной гигроскопической тканью, с которой происходит испарение влаги.

Материальный баланс процесса сушки. Материальный баланс по высушиваемому материалу является общим для конвективной, контактной и других видов сушки. Если на сушку по-

ступает $G_{\text{н}}$ (кг/с) количество влажного материала с влажностью $w_{\text{н}}$ (%), считая на общую массу материала, а после сушки получится $G_{\text{к}}$ (кг/с) высушенного материала, имеющего влажность $w_{\text{к}}$ (%), считая на общую массу материала, и при этом испаряется W (кг/с) влаги, то балансные уравнения имеют вид:

$$G_{\text{н}} = G_{\text{к}} + W, \quad (3.124)$$

$$G_{\text{н}} \frac{100 - w_{\text{н}}}{100} = G_{\text{к}} \frac{100 - w_{\text{к}}}{100}. \quad (3.125)$$

Уравнение (3.124) характеризует материальный баланс по потокам, а уравнение (3.125) - материальный баланс по абсолютно сухому веществу. Из уравнения (3.125) следует:

$$G_{\text{н}} = G_{\text{к}} \frac{100 - w_{\text{к}}}{100 - w_{\text{н}}}, \quad (3.126)$$

$$G_{\text{к}} = G_{\text{н}} \frac{100 - w_{\text{н}}}{100 - w_{\text{к}}}. \quad (3.127)$$

Обычно целью составления уравнений материального баланса является определение количества испарившейся влаги

$$W = G_{\text{н}} - G_{\text{к}}. \quad (3.128)$$

Подставляя в уравнение (3.128) значение $G_{\text{к}}$ из уравнения (3.127), получим

$$W = G_{\text{н}} \frac{w_{\text{н}} - w_{\text{к}}}{100 - w_{\text{к}}} \quad (3.129)$$

или, если в уравнение (3.128) подставить значение $G_{\text{н}}$ из уравнения (3.126), то

$$W = G_{\text{к}} \frac{w_{\text{н}} - w_{\text{к}}}{100 - w_{\text{н}}}. \quad (3.130)$$

Тепловой баланс процесса сушки. Для составления теплового баланса контактной сушилки введем следующие обозначения: D – количество греющего пара, расходуемое на сушку, кг/с; $I_{гп}$ – энтальпия греющего пара, Дж/кг; t_k – температура конденсации греющего пара, °С; G_m – количество высушенного материала, кг/с; W – количество испарившейся влаги, кг/с; c_m – теплоемкость материала, Дж/(кг·К); c_v – теплоемкость влаги, Дж/(кг·К); $I_{вт}$ – энтальпия водяных паров удаляемой влаги, Дж/кг; θ_n – начальная температура высушиваемого материала, °С; θ_k – конечная температура высушиваемого материала, °С; Q_n – потери в окружающую среду, Вт.

Влажный материал, поступающий на сушку, будем представлять как сумму высушенного материала G_m и испаренной влаги W . С учетом принятых обозначений запишем уравнение теплового баланса контактной сушилки:

$$DI_{гп} + G_m c_m \theta_n + W c_v \theta_n = D c_v t_k + G_m c_m \theta_k + W I_{вт} + Q_n. \quad (3.131)$$

Из этого уравнения определим расход греющего пара на контактную сушку:

$$D = \frac{G_m c_m (\theta_k - \theta_n) + W (I_{вт} - c_v \theta_n) + Q_n}{I_{гп} - c_v t_k}. \quad (3.132)$$

Конструкции сушилок. Сушилки, применяемые в химической промышленности, можно классифицировать по следующим признакам: давлению (атмосферные и вакуумные); периодичности процесса (непрерывные и периодические); способу подвода тепла (конвективные, контактные, радиационные с нагревом токами высокой частоты); роду сушильного агента (воздушные, газовые, сушилки на перегретом паре); направлению движения материала и сушильного агента (прямоточные, противоточные); способу обслуживания; схеме циркуляции сушильного агента; тепловой схеме и т. д.

3.11. Кристаллизация

Кристаллизацией называют процесс выделения твердого растворенного вещества в виде кристаллов из его растворов или расплавов. Процессы кристаллизации широко используют в химической технологии для получения твердых чистых минеральных солей и других веществ, разделения различных смесей на фракции, очистки веществ от примесей, вырачивания монокристаллов и др. Осуществляемое в промышленности одновременное выделение большого количества кристаллов называется массовой кристаллизацией.

Массовую кристаллизацию проводят периодически или непрерывно следующими основными способами.

Охлаждением растворов для веществ, растворимость которых существенно уменьшается при понижении температуры, например KNO_3 , и для кристаллизации из расплавов – изогидрический способ.

Испарением части растворителя, для веществ, растворимость которых незначительно изменяется с изменением температуры, например NaCl , – изотермический способ.

Комбинированным способом при одновременном охлаждении раствора и испарении части растворителя.

Кристаллизацию можно проводить также путем высаливания, т.е. добавления в раствор веществ, уменьшающих растворимость выделяемой соли. Если кристаллизация протекает с химической реакцией, то ее называют аддуктивной. При этом в раствор добавляют компонент, образующий с кристаллизующимся веществом комплексное соединение – аддукт, которое впоследствии термически разлагают с выделением целевого продукта.

Процесс кристаллизации обычно включает в себя стадии подготовки раствора (доведение до состояния пересыщения), собственно кристаллизации, выделения кристаллов, их промывку и сушку.

Материальный баланс кристаллизации. В общем случае материальный баланс процесса кристаллизации определяется уравнением

$$G_{\text{н}} = G_{\text{кр}} + G_{\text{мат}} + W, \quad (3.133)$$

где $G_{\text{н}}$, $G_{\text{мат}}$ – расход исходного и маточного (конечного) растворов, кг/с; $G_{\text{кр}}$ – расход кристаллов, кг/с; W – расход испаренной воды, кг/с.

Материальный баланс кристаллизации по безводному веществу определяется уравнением

$$G_{\text{н}} \bar{x}_{\text{н}} = G_{\text{кр}} K_m + G_{\text{мат}} \bar{x}_{\text{мат}}, \quad (3.134)$$

где $\bar{x}_{\text{н}}$ и $\bar{x}_{\text{мат}}$ – концентрация соли в исходном и маточном растворах; массовые доли; K_m – отношение молекулярных масс безводной соли и кристаллогидрата, $K_m = M/M_r$ (для безводных кристаллов $K_m = 1$).

В результате совместного решения уравнений (3.133) и (3.134) теоретическая производительность по твердой фазе при условии, что концентрация соли в маточном растворе соответствует его конечной температуре, или отсутствию пересыщения маточного раствора, определяется уравнением

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_{\text{н}} (\bar{x}_{\text{н}} - \bar{x}_{\text{мат}}) + W \bar{x}_{\text{мат}}}{K_m - \bar{x}_{\text{мат}}}. \quad (3.135)$$

Тепловой баланс кристаллизации. Здесь $G_{\text{р}}$, $G_{\text{мат}}$ – расход исходного раствора и маточника, кг/с; $c_{\text{рн}}$, $c_{\text{мат}}$ – теплоемкость исходного раствора и маточника, Дж/(кг·К); $t_{\text{рн}}$, $t_{\text{мат}}$ – температура исходного раствора и маточника; W – производительность по испаренной воде, кг/с; $H_{\text{вп}}$ – энтальпия вторичного пара, Дж/кг.

Для изотермической кристаллизации уравнение теплового баланса имеет вид:

$$\begin{aligned} G_{\text{р}} c_{\text{рн}} t_{\text{рн}} + G_{\text{кр}} q + Q_{\text{тр}} = \\ = G_{\text{мат}} c_{\text{мат}} t_{\text{мат}} + G_{\text{кр}} c_{\text{кр}} t_{\text{к}} + W H_{\text{вп}} + Q_{\text{пот}} \end{aligned} \quad (3.136)$$

Как правило, уравнение (3.136) решают относительно рас-

хода теплоты на проведение процесса для определения расхода греющего пара или другого теплоносителя.

Для изогидрической кристаллизации уравнение теплового баланса имеет вид:

$$G_p c_{pH} t_{pH} + G_{кр} q = G_{мат} c_{мат} t_{мат} + G_{кр} c_{кр} t_{кр} + Q_{охл} + WH_{вп} \pm Q_{пот}.$$

В этом уравнении член $WH_{вп}$ учитывает охлаждение раствора за счет частичного испарения растворителя. Для приближенных расчетов полагают $W = 0$.

Кристаллизаторы. Применяемые в промышленности кристаллизаторы можно разделить на три группы: изогидрические, вакуумные и выпарные. Выбор той или иной конструкции зависит от многих факторов: общей технологической схемы производства, физико-химических свойств раствора, производительности и т. п.

3.12. Примеры расчетов по массообменным процессам

Расчет 1. Определить концентрацию вещества

Жидкая смесь содержит 71,8 % (мол.) толуола и 28,2 % четыреххлористого углерода (ч.х.у.). Определить относительную массовую концентрацию толуола X (кг толуол/кг CCl_4) и его объемную массовую концентрацию C_x (кг/м³).

Решение. Относительная массовая концентрация толуола:

$$X = \frac{M_{\text{тол}} \cdot x}{M_{CCl_4} \cdot (1-x)},$$

где $M_{\text{тол}}$ -мольная масса толуола (92 кг/кмоль); M_{CCl_4} -мольная масса четыреххлористого углерода (154 кг/кмоль); x -мольная доля толуола.

$$X = (92 \cdot 0,718) / 154 \cdot 0,282 = 1,52 \text{ кг толуол/кг } CCl_4.$$

Объемная массовая концентрация толуола:

$$C_x = \rho_{см} \cdot x',$$

где x' – массовая доля, а
$$\rho_{см} = \frac{1 + X}{X/\rho_{тол} + 1/\rho_{CCl_4}},$$

$$\rho_{тол} = 870 \text{ кг/м}^3; \rho_{CCl_4} = 1630 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{см} = 2,52 / (1,52/870 + 1/1630) = 1070 \text{ кг/м}^3.$$

$$x'_{тол} = X / (1 + X); X = 1,52/2,52 = 0,6.$$

Отсюда

$$C_x = 1070 \cdot 0,6 = 642 \text{ кг/м}^3.$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Толуол %(мол.)	62,5	57,3	53,2	59,5	61,4	73,4	80,5	77,3	83,1	79,7
CCl ₄ %(мол.)	37,5	42,7	46,8	40,5	38,6	26,6	19,5	22,7	16,9	20,3
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Толуол %(мол.)	67,8	65	71,8	76,4	85	68,3	51	53,4	43	50
CCl ₄ %(мол.)	32,2	35	28,2	23,6	15	31,7	49	46,6	77	50
Вар.№	22	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Толуол %(мол.)	61,5	58,3	58,2	57,5	65,4	77,4	85,5	76,3	82,1	89,7
CCl ₄ %(мол.)	38,5	41,7	42,8	42,5	34,6	22,6	14,5	23,7	17,9	10,3

Расчет 2. Определить парциальное давление воздуха, объемную и массовую долю пара в воздушно-паровой смеси и его относительную массовую концентрацию

Воздух атмосферного давления при температуре 27 °С насыщен водяным паром. Определить парциальное давление воздуха, объемный и массовый процент пара в воздушно-паровой смеси и его относительную массовую концентрацию, считая оба компонента смеси идеальными газами. Атмосферное давление 745 мм. рт. ст. Определить также плотность воздушно-паровой смеси, сравнить ее с плотностью сухого воздуха.

Решение. При температуре 27 °С давление насыщенного водяного пара составляет 26,7 мм рт. ст. Это давление является парциальным давлением водяного пара в воздушно-паровой смеси, а парциальное давление воздуха равняется:

$$P_{\text{в}} = P - p_{\text{п}} = 745 - 26,7 = 718,3 \text{ мм рт. ст.}$$

Мольная (объемная) доля водяного пара в смеси :

$$y = p_{\text{п}} / P = 26,7 / 745 = 0,036.$$

Массовая доля пара:

$$y' = \frac{M_n \cdot y}{M_n \cdot y + M_{\text{в}} \cdot (1 - y)} = \frac{18 \cdot 0,036}{18 \cdot 0,036 + 29 \cdot (1 - 0,036)} = 0,023.$$

Относительная массовая концентрация:

$$Y = \frac{y'}{1 - y'} = \frac{0,023}{1 - 0,023} = 0,024 \text{ кг пара/кг воздуха.}$$

Плотность воздушно-паровой смеси рассчитываем как сумму плотностей компонентов, взятых каждая при своем парциальном давлении:

$$\rho_{\text{см}} = \rho_{\text{в}} + \rho_{\text{п}} = \frac{T_0 \cdot (M_{\text{в}} p_{\text{в}} + M_{\text{п}} p_{\text{п}})}{22,4 \cdot T \cdot P_0} = \frac{273 \cdot (29 \cdot 718,3 + 18 \cdot 26,7)}{22,4 \cdot 300 \cdot 760} = 1,139 \text{ кг/м}^3.$$

Можно рассчитать плотность смеси иначе.

Мольная масса смеси:

$$M_{\text{см}} = M_n \cdot y + M_{\text{в}} (1 - y) = 18 \cdot 0,036 + 29 \cdot (1 - 0,036) = 28,6 \text{ кг/кмоль.}$$

Плотность смеси при $P = 745 \text{ мм.рт.ст.}$ и $t = 27 \text{ }^{\circ}\text{C}$:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{M_{\text{см}} \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot T \cdot P_0} = \frac{28,6 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 300 \cdot 760} = 1,139 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность сухого воздуха при тех же давлении и температуре:

$$\rho_{с.г} = \frac{M_г \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot T \cdot P_0} = \frac{29 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 300 \cdot 760} = 1,155 \text{ кг/м}^3.$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
T, °C	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
P _{в.п}	12,8	13,6	14,5	15,5	16,5	17,5	18,	19,8	21,1	22,4
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
T, °C	25	26	24	28	29	30	31	32	33	34
P _{в.п}	23,8	25	22,7	28,3	30	32	34	36	38	40
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
T, °C	24	23	22	21	20	19	18	17	16	15
P _{в.п}	23,8	25	26,7	28,3	30	32	34	36	38	40

Расчет 3. Определить коэффициентов массопередачи

В массообменном аппарате, работающем под давлением $P_{абс}=2,82 \text{ кгс/см}^2$, коэффициенты массоотдачи имеют следующие значения:

$$\beta_y = 1,07 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \text{ч} (\Delta y = I)}, \quad \beta_x = 22 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \text{ч} (\Delta x = I)}.$$

Равновесные составы газовой и жидкой фаз характеризуются законом Генри $p^* = 0,08 \cdot 10^6 \cdot x$. Определить: а) коэффициенты массопередачи K_y и K_x ; б) во сколько раз диффузионное сопротивление жидкой фазы отличается от диффузионного сопротивления газовой фазы.

Решение. Приведем уравнение равновесия к виду $y^* = m \cdot x$:

$$y^* = p^* / P = \frac{0,08 \cdot 10^6 \cdot x}{2,82 \cdot 735} = 38,6 \cdot x.$$

Находим коэффициенты массопередачи:

$$K_y = \frac{I}{1/\beta_y + m/\beta_x} = \frac{1}{1/1,07 + 38,6/22} = 0,372 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}(\Delta y = I)},$$

$$K_x = \frac{I}{1/m\beta_y + 1/\beta_x} = \frac{1}{1/(38,6 \cdot 1,07) + 1/22} = 14,35 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}(\Delta x = I)}.$$

Проверка: $m = K_x/K_y = 38,6$.

Отношение диффузионных сопротивлений жидкой и газовой фаз при движущей силе Δy :

$$\frac{m}{\beta_x} / \frac{1}{\beta_y} = 1,755/0,935 = 1,88.$$

Диффузионное сопротивление жидкой фазы в 1,88 раза больше сопротивления газовой фазы.

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$P_{\text{абс}}, \text{кгс/см}^2$	3,75	4,27	4,68	4,05	3,36	2,66	1,95	2,27	1,69	2,03
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$P_{\text{абс}}, \text{кгс/см}^2$	3,22	3,5	2,21	2,36	0,5	3,17	4,9	4,66	7,7	5,0
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$P_{\text{абс}}, \text{кгс/см}^2$	3,42	3,15	2,48	2,86	0,45	3,67	4,19	4,56	7,74	5,08

Расчет 4. Определить минимальный расход абсорбента

Рассчитать минимальный расход абсорбента для извлечения 95 % NH_3 из его смеси с воздухом. Начальная концентрация NH_3 0,05 (мол. доля). Абсорбент–вода имеет начальную температуру 20 °С. Расход газовой фазы 15,5 моль/с. Дифференциальная теплота растворения NH_3 в воде $q_e = 35000$ Дж/моль.

Решение. Определение конечной концентрации NH_3 в отходящем газе

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

где y_k^* – концентрация NH_3 в газе, равновесном с исходным абсорбентом; поскольку последний не содержит NH_3 ($x_k=0$). Соответственно $y_k^* = 0$. Тогда

$$y_k = y_n \cdot (1 - \varphi) = 0,05 \cdot (1 - 0,95) = 0,0025.$$

Перевод мольных долей в относительные концентрации (мол.):

$$Y_n = y_n / (1 - y_n) = 0,05 / (1 - 0,05) = 0,0526;$$

$$Y_k = y_k / (1 - y_k) = 0,0025 / (1 - 0,0025) = 0,003.$$

Расчет температур абсорбента в различных сечениях аппарата.

Пренебрегая теплообменом между газовой и жидкой фазами, можно записать уравнение теплового баланса для части аппарата, ограниченной верхним и произвольно выбранным сечениями:

$$L \cdot q_e \cdot (x - x_n) = c_{аб} \cdot (t - t_n) \cdot L$$

где, $c_{аб}$ – теплоемкость абсорбента ; ($c_{аб} = 75,4$ Дж/(мольК))

$$t = t_n + q_e / c_{аб} (x - x_n).$$

Задаваясь несколькими значениями X , можно определить соответствующие данным условиям температуры жидкости (табл. 1.).

Например, для $x = 0,01$

$$t = 20 + (35000 / 75,4) \cdot (0,01 - 0) = 24,7 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (297,8 \text{ K}).$$

Построение линии равновесия системы воздух- NH_3 -вода при переменной температуре жидкости (политерма абсорбции).

В общем случае состав равновесной газовой фазы зависит от концентрации NH_3 в жидкости и температуры. Равновесные концентрации NH_3 в газе как функции X пен t составим следующим образом:

x	0	0,01	0,02	0,03	0,035	0,04
y	0	$9,55 \cdot 10^{-3}$	$2,0 \cdot 10^{-2}$	$3,1 \cdot 10^{-2}$	$4,5 \cdot 10^{-2}$	$8,0 \cdot 10^{-2}$
t, °C	20	24,7	29,3	33,9	38,6	38,6

По полученным данным строится линия равновесия (поли-терма абсорбции) для рассматриваемой системы (рис. 3.20).

Расчет минимального расхода абсорбента

$$L_{min} = G \cdot \frac{y_H - y_K}{x_K^* - x_H},$$

где x_K^* – концентрация жидкости, равновесной входящему газовому потоку.

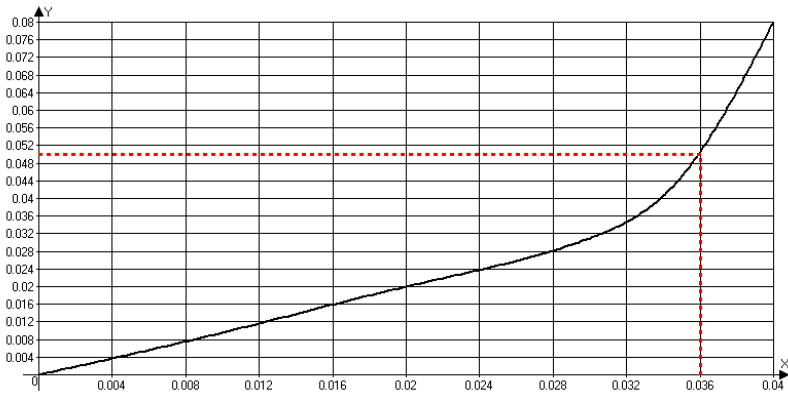


Рис. 3.20. Линия равновесия системы Воздух- NH_3 -вода для переменной температуры (политерма абсорбции).

Из рисунка 3.20 находим

$$x_K^* = 0,036.$$

Тогда,

$$L_{min} = \frac{15,5 \cdot (0,05 - 0,003)}{0,036 - 0} = 21,35 \text{ моль/с.}$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Y_n	0,05	0,04	0,02	0,06	0,05	0,08	0,08	0,01	0,03	0,08
$G, \text{моль/с}$	60,2	73,6	54,5	45,5	86,5	37,5	68,6	59,8	21,1	12,8
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Y_n	0,06	0,07	0,043	0,04	0,03	0,01	0,02	0,08	0,01	0,04
$G, \text{моль/с}$	13,6	14,5	14,8	16,5	17,5	18,6	19,8	31,1	58,8	36,7
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Y_n	0,06	0,07	0,05	0,04	0,03	0,01	0,02	0,08	0,01	0,04
$G, \text{моль/с}$	60,2	73,6	54,5	45,5	86,5	37,5	68,6	59,8	21,1	12,8

Расчет 5. Определить диаметр и высоту скруббера

Скруббер для поглощения паров ацетона из воздуха орошается водой в количестве 2376 кг/ч. Средняя температура в скруббере 20 °С. Через скруббер пропускается под атмосферным давлением смесь воздуха с парами ацетона, содержащая 5,03 % (об.) ацетона. Чистого воздуха в этой смеси содержится 1400 м³/ч (считая на нормальные условия). В скруббере улавливается 98 % ацетона.

Уравнение линии равновесия: $Y^* = 1,68 \cdot X$

Здесь X и Y^* – выражены в киломолях ацетона на 1 кмоль второго компонента, т.е. воды или воздуха.

Найти диаметр и высоту скруббера, заполненного керамическими кольцами размером 25х25х3 мм. Скорость газа принять на 25 % меньше скорости захлебывания.

$$\text{Коэффициент массопередачи } K_y = 0,4 \left(\frac{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}{\text{кмоль}} \frac{\text{ацетона}}{\text{воздуха}} \right).$$

Коэффициент смоченности насадки принять равным единице.

Решение. Количество поглощаемого ацетона:

$$M = \frac{V_{\text{ин.газ}} \cdot Y_n \cdot c_n}{(1 - Y_n) \cdot 22,4} = \frac{1400 \cdot 0,0503 \cdot 0,98}{(1 - 0,0503) \cdot 22,4} = 3,303 \text{ кмоль/ч},$$

где $c_n = 0,98$ – степень поглощения.

Начальная концентрация ацетона в воде, подаваемой на верх скруббера, $X_6=0$.

Конечная концентрация ацетона в воде, вытекающей внизу из скруббера:

$$X_n = X_n = \frac{M}{L/M} = \frac{3,303}{2376/18} = 0,025 \text{ кмоль ац./кмоль воды.}$$

Начальная концентрация ацетона в воздухе внизу при входе в скруббер:

$$Y_n = \frac{y_n}{1 - y_n} = 0,0503/1 - 0,0503 = 0,053 \text{ кмоль ац./кмоль воздуха.}$$

Конечная концентрация ацетона в воздухе, выходящем из скруббера:

$$Y_b = \frac{y_n(1 - 0,98)}{1 - y_n} = \frac{0,0503 \cdot 0,02}{1 - 0,0503} = 0,00106 \text{ кмоль ац./кмоль}$$

воздуха.

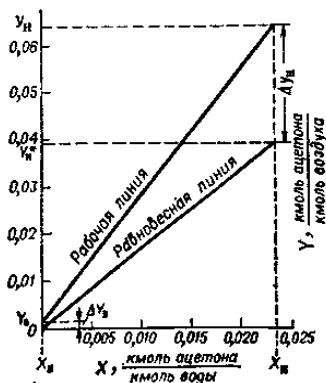


Рис. 3.21. Рабочие и равновесные линии

По этим точкам на диаграмме y - x (рис. 3.21) нанесена рабочая линия; ниже проведена равновесная линия по уравнению $y^*=1,68x$.

Находим движущую силу абсорбции в низу скруббера:

$$\Delta Y_n = Y_n - Y_n^* = 0,0503 - 0,042 = 0,011 \text{ кмоль ац./кмоль воздуха.}$$

Значение y_n^* находим по уравнению равновесной линии для x_n , соответствующего низу скруббера:

$$y_n^* = 1,68x_n = 1,68 \cdot 0,025 = 0,042 \text{ кмоль ац./кмоль воздуха.}$$

Движущая сила абсорбции на верху скруббера:

$$\Delta Y_6 = Y_6 - Y_6^* = 0,00106 - 0 = 0,00106 \text{ кмоль ац./кмоль воздуха.}$$

Средняя движущая сила:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_n - \Delta Y_6}{2,3 \lg \frac{\Delta Y_n}{\Delta Y_6}} = \frac{0,011 - 0,00106}{2,3 \lg (0,011/0,00106)} = 0,0043 \text{ кмоль ац./}$$

кмоль воздуха.

Требуемую поверхность массопередачи находим по уравнению:

$$F = M / (K_y \cdot \Delta Y_{cp}) = 3,303 / (0,4 \cdot 0,0043) = 1920 \text{ м}^2.$$

Объем слоя керамических колец, необходимый для создания найденной поверхности, при $\phi=1$:

$$V = H_n \cdot S = F / \sigma = 1920 / 204 = 9,4 \text{ м}^3,$$

где $\sigma = 204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ - удельная поверхность насадки.

Определим сечение скруббера. По уравнению

$$lg \left(\frac{w_{oc}^2 \sigma \rho_z \mu_o^{0,16}}{g V_{nac}^3} \rho_o \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_o} \right)^{0,125}$$

вычисляем фиктивную скорость газа в точке инверсии, пренебрегая небольшим содержанием ацетона в жидкости и газе.

Значения входящих в уравнение величин:

$$L = 2376 \text{ кг/ч; } \rho_z = \rho_o T_o / T = 1,293 \cdot 273 / 293 = 1,2 \text{ кг/м}^3;$$

$$G = 1400 \cdot 1,293 = 1810 \text{ кг/ч; } \rho_{жс} = 1000 \text{ кг/м}^3; \quad L/G = 2376 / 1810 = 1,3;$$

$$\rho_r / \rho_{жс} = 1,2 / 1000 = 0,0012; \quad \mu_{жс} = 1 \text{ мПа}\cdot\text{с; } \quad V_{CB} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Подставляем эти значения в вышеприведенную формулу

$$\lg \left(\frac{w_{oc}^2 \cdot 204 \cdot 0,0012}{9,81 \cdot 0,74^3} \cdot I^{0,16} \right) = 0,022 - 1,75 \cdot 1,3^{0,25} \cdot 0,0012^{0,125}.$$

Отсюда $\lg 0,061 \cdot w_{OC}^2 = -0,748$; $\lg w_{OC}^2 + \lg 0,061 = -0,748$;
 $\lg w_{OC}^2 = -0,748 - \lg 0,061$; $\lg w_{OC}^2 = -0,748 - \lg 0,061$;
 $\lg w_{OC}^2 = 0,466$; $\lg w_{OC}^2 = 0,466$; $\lg w_{OC}^2 = 0,466$; $\ln w_{OC}^2 = 1,07$;
 $w_{OC} = \sqrt{\exp(1,07)} = 1,71 \text{ м/с}.$

По условию берем рабочую фиктивную скорость газа w на 25 % меньше:

$$w = 0,75 \cdot w_{OC} = 0,75 \cdot 1,71 = 1,3 \text{ м/с}.$$

Площадь поперечного сечения скруббера:

$$S = G / (3600 \cdot w \cdot \rho_z) = 1810 / (3600 \cdot 1,3 \cdot 1,2) = 0,32 \text{ м}^2.$$

Отсюда диаметр скруббера: $D = \sqrt{\frac{0,32}{0,785}} = 0,638 \text{ м}.$

Требуемая высота насадки:

$$H_H = V/S = 9,4/0,32 = 29,3 \text{ м}.$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$y_n, \%$	5,55	4,57	3,52	4,05	2,54	1,52	3,08	4,56	3,58	4,58
$L, \text{кг/ч}$	6002	7356	5425	4535	8645	3715	6886	5948	3251	4321
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$y_n, \%$	3,8	6,06	5,03	4,02	2,09	5,08	3,56	2,98	3,54	5,24
$L, \text{кг/ч}$	6000	2268	2376	2495	2535	2685	2745	2886	2968	3111
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$y_n, \%$	3,8	6,06	5,03	4,02	2,09	5,08	3,56	2,98	3,54	5,24
$L, \text{кг/ч}$	6002	7356	5425	4535	8645	3715	6886	5948	3251	4321

Расчет 6. Определить требуемое число единиц переноса m_y

В скруббере аммиак поглощается водой из газа под атмосферным давлением. Начальное содержание аммиака в газе 0,03 кмоль/кмоль инертного газа. Степень извлечения равна 90%. Вода, выходящая из скруббера, содержит аммиака 0,02 кмоль/кмоль воды. Путем отвода теплоты в скруббере поддерживается постоянная температура.

Данные о равновесных концентрациях аммиака в жидкости и газе при температуре поглощения приведены в табл. 3.1.

Определить требуемое число единиц переноса m_y : 1) графическим построением; 2) методом графического интегрирования.

Таблица 3.1.

Данные о равновесных концентрациях аммиака

X , кмоль амм./кмоль вода	0	0,005	0,01	0,0125	0,015	0,02	0,023
Y , кмоль амм./кмоль ин. газ	0	0,0045	0,0102	0,0138	0,0183	0,0273	0,0327

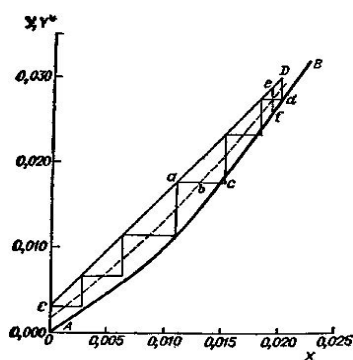


Рис. 3.22. Определение m_y

Решение. 1) По данным табл. 3.1 на рис. 3.22 построена равновесная линия AB. На этом же графике нанесена рабочая линия CD. Она проходит через точку C с координатами $X_B=0$, $Y_B=0,03 \cdot (1-0,9)=0,003$ (верх скруббера) и точку D с координатами $X_H=0,02$; $Y_H=0,03$ (низ скруббера).

Число единиц переноса m_y находим следующим путем. Отрезки ординат между рабочей и равновесной линиями

разделены пополам; через середины их проведена вспомогательная пунктирная линия. Затем, начиная от точки C, построе-

ние выполнено таким образом, что для каждой ступени $ab = be$. Каждая из полученных ступеней представляет собой единицу переноса, т.е. каждой ступени соответствует такой участок аппарата, на котором изменение рабочей концентрации $(Y_1 - Y_2)$ равно средней движущей силе на этом участке $(Y - Y^*)_{cp}$.

Всего получено 5,82 ступени (последняя неполная ступень равна отношению отрезков $Dd/ef = 0,82$): $m_y = 5,82$

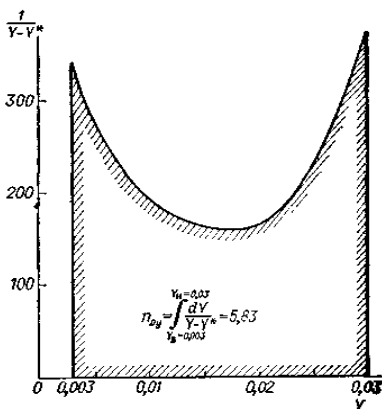


Рис. 3.23. Определение числа единиц переноса методом графического интегрирования

Как следует из графика, на нижнем участке кривой равновесия, где ее наклон меньше наклона рабочей линии, единица переноса меньше ступени изменения концентрации; на верхнем участке равновесной линии, где ее наклон больше наклона рабочей линии, наблюдается обратная картина.

Для определения числа единиц переноса методом графического интегрирования по данным табл. 3.1 и рис. 3.22 составляем табл. 3.2.

Таблица 3.2.

Данные для определения числа единиц переноса

X	Y	Y*	Y-Y*	1/(Y-Y*)
0,0	0,003	0,0	0,003	333
0,005	0,0097	0,0045	0,0052	193
0,01	0,0165	0,0102	0,0063	159
0,0125	0,02	0,0138	0,0062	161
0,015	0,0234	0,0183	0,0051	196
0,02	0,03	0,0273	0,0027	371

По данным последней таблицы строим график $1/(Y - Y^*) = f(Y)$ – рис. 3.23. Подсчитываем на этом графике отмеченную штриховкой площадь (например, методом трапеций).

$$S = \frac{Y_H - Y_B}{\sum Y_{II-1}} \cdot \left(\frac{u_0 + u_{II}}{2} + u_1 + u_2 + \dots + u_{II-1} \right)$$

где $u = I/(Y - Y^*)$.

$$S = \frac{0,03 - 0,003}{6 - 1} \cdot \left(\frac{371 - 333}{2} + 193 + 159 + 161 + 196 \right) = 3,93 \text{ см}^2.$$

Масштаб графика по оси ордината 100, по оси абсцисса 0,01. Тогда

$$m_Y = S \cdot M_I \cdot M_2 = 3,93 \cdot 100 \cdot 0,01 = 5,83.$$

Величина этой площади дает значение интеграла

$$\int_{Y_B=0,003}^{Y_H=0,03} \frac{dY}{Y - Y^*} \text{ т. е. число единиц переноса } m_Y.$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
φ, %	95	98	95	90	93	91	75	65	85	90
Y _В , кмоль/кмоль ин.газ	0,04	0,035	0,032	0,036	0,034	0,031	0,037	0,032	0,037	0,03
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
φ, %	80	85	90	87	95	90	95	98	98	90
Y _В , кмоль/кмоль ин.газ	0,034	0,031	0,037	0,032	0,037	0,03	0,034	0,035	0,032	0,036
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
φ, %	95	90	95	98	98	90	95	98	98	90
Y _В , кмоль/кмоль ин.газ	0,032	0,037	0,03	0,032	0,033	0,03	0,031	0,037	0,04	0,031

Расчет 7. Расчет тарельчатого абсорбера

Определить основные размеры тарельчатого абсорбера для улавливания бензольных углеводородов из коксового газа каменноугольным маслом. Производительность установки по газу 14,0 м³/с; начальная концентрация газовой смеси 3·10⁻² кг/м³, конечная концентрация 2,5·10⁻³ кг/м³, содержание поглощаемого компонента в поглотителе при подаче его в абсорбер 1,3% (масс); средняя температура смеси в аппарате 25 °С, установка работает под давлением 0,119 МПа; коэффициент массопередачи в газовой фазе 0,18 кг/(м²·с); рабочая скорость

газа в абсорбере 2,84 м/с; расстояние между тарелками 0,3 м.

Решение. Массу бензольных углеводородов (БУ) переходящих в процессе абсорбции из газовой смеси Г в поглотитель за единицу времени, находят из уравнения материального баланса:

$$M = G \cdot (y_n - y_k) = L \cdot (x_n - x_k).$$

Выразим составы фаз, нагрузки по газу и жидкости в выбранной для расчета размерности:

$\rho_{oy}=0,44$ -средняя плотность коксового газа при нормальных условиях.

$$y_n' = \frac{y_n}{\rho_{oy} - y_n} = \frac{3,0 \cdot 10^{-2}}{0,44 - 3,0 \cdot 10^{-2}} = 0,0731 \text{ кг БУ/кг Г};$$

$$y_k' = \frac{y_k}{\rho_{oy} - y_k} = \frac{2,5 \cdot 10^{-3}}{0,44 - 2,5 \cdot 10^{-3}} = 0,006 \text{ кг БУ/кг Г};$$

$$x_n' = \frac{x_n}{100 - x_n} = \frac{0,013}{100 - 0,013} = 0,00013 \text{ кг БУ/кг М.}$$

Для коксохимических производств расход поглотительного каменугольного масла $L \cdot 1,5 = L_{min}$, тогда x_k определяют из уравнения материального баланса, используя данные по равновесию (рис. 3.24).

$$M = L_{min} \cdot (x_n - x_k') = 1,5 \cdot L_{min} \cdot (x_k' - x_n').$$

Отсюда

$$x_k' = (x_n + x_n' \cdot 0,5) / 1,5 = (0,013 + 0,00013 \cdot 0,5) / 1,5 = 0,009 \text{ кг БУ / кг М.}$$

Расход инертной части газа:

$$G = V_o \cdot (1 - y_{об}) \cdot (\rho_{oy} - y_n) = 14 \cdot (1 - 0,008) \cdot (0,44 - 0,03) = 5,7 \text{ кг/с}$$

где $y_{об}$ – объемная доля БУ в газе, равная

$$y_{об} = (y_n \cdot V_g) / M_{бу} = (0,03 \cdot 22,4) / 83 = 0,008 \text{ м}^3 \text{ БУ/м}^3 \text{ Г.}$$

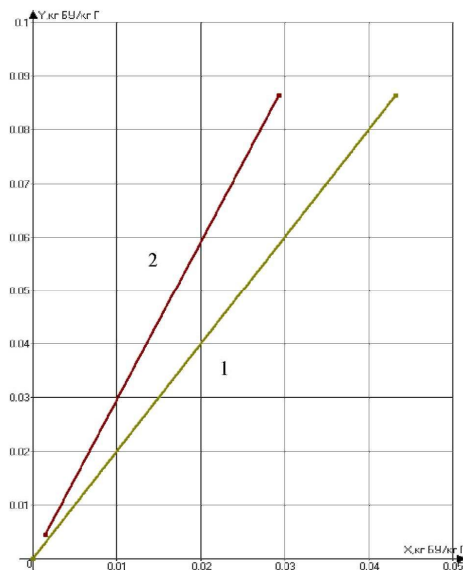


Рис. 3.24. Равновесные (1) и рабочие концентрации (2) БУ

Производительность абсорбера по поглощаемому компоненту.

$$M = G \cdot (y_n' - y_k') = 5,7 \cdot (0,0731 - 0,0006) = 0,382 \text{ кг/с.}$$

Расход поглотителя (каменноугольного масла) равен:

$$L = M / (x_k' - x_n') = 0,382 / (0,009 - 0,00013) = 43,066 \text{ кг/с.}$$

Соотношение расходов фаз или удельный расход поглотителя составит:

$$l = L / G = 43,066 / 5,7 = 7,555 \text{ кг/кг.}$$

Для линейной равновесной зависимости между составами фаз, движущая сила будет:

$$\Delta y_o = y_n' - y_k^* = 0,0731 - 0,059 = 0,0141 \text{ кг БУ/кг Г;}$$

$$\Delta y_m = y_k' - y_n^* = 0,0006 - 0,001 = 0,0005 \text{ кг БУ/кг Г;}$$

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_{\delta} - \Delta y_{\mu}}{\ln \frac{\Delta y_{\delta}}{\Delta y_{\mu}}} = \frac{0,0141 - 0,005}{\ln \frac{0,0141}{0,005}} = 0,008 \text{ кг БУ/кг Г.}$$

Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4V_0 \frac{T_0 + t}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P}}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 14 \cdot \frac{273 + 25}{273} \cdot \frac{0,101}{0,119}}{3,14 \cdot 2,84}} = 2,4 \text{ м.}$$

Число тарелок абсорбера определяем делением суммарной площади тарелок F на рабочую площадь одной тарелки f : $n = F/f$.

Поверхность массопередачи (суммарная площадь тарелок) в абсорбере определяется по уравнению

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta y_{cp}} = \frac{0,382}{0,18 \cdot 0,008} = 265,28 \text{ м}^2.$$

Рабочую площадь тарелок с перетоками f определяем с учетом площади, занятой переливными устройствами. Рабочую площадь f провальной тарелки можно принять равной сечению абсорбера, т.е. $\varphi = l$.

$$f = \varphi \cdot 0,785 \cdot d^2 = 1 \cdot 0,785 \cdot 2,4^2 = 3,768 \text{ м}^2.$$

где φ – доля рабочей площади тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; d – диаметр абсорбера, м.

Требуемое число тарелок

$$n = 265,28 / 3,768 = 70,4 \approx 71.$$

Тогда высота тарельчатой части аппарата

$$H_T = (n - 1) \cdot h = 70 \cdot 0,3 = 21 \text{ м.}$$

Примем $z_{\mu} = 2,0$ расстояние между днищем абсорбера и нижней тарелкой, $z_{\delta} = 1,0$ расстояние от верха тарелки до крышки абсорбера.

Тогда общая высота абсорбера:

$$H_a = H_T + z_e + z_n = 21 + 2,0 + 1,0 = 23 \text{ м.}$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$V_o, \text{ м}^3/\text{с}$	10	12	16	9	6	17	19	21	7	11
$w, \text{ м/с}$	1,8	2,5	3,4	4,0	1,2	1,9	2,3	2,7	3,1	2,9
$h, \text{ м}$	0,2	0,4	0,3	0,5	0,45	0,55	0,35	0,28	0,32	0,25
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$V_o, \text{ м}^3/\text{с}$	9	11	13	8	14	7	15	10	12	16
$w, \text{ м/с}$	1,6	2,4	3,1	2,5	2,3	3,1	1,9	2,2	2,9	2,6
$h, \text{ м}$	0,6	0,21	0,34	0,42	0,5	0,4	0,35	0,3	0,42	0,6
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$V_o, \text{ м}^3/\text{с}$	8	14	7	15	13	21	16	18	13	15
$w, \text{ м/с}$	1,2	1,9	2,3	2,7	3,1	1,6	2,4	3,1	2,5	2,3
$h, \text{ м}$	0,3	0,5	0,45	0,55	0,5	0,4	0,35	0,3	0,4	0,7

Расчет 8. Определить коэффициента массоотдачи

Определить коэффициент массоотдачи для газовой фазы в насадочном абсорбере, в котором производится поглощение диоксида серы из инертного газа (азота) под атмосферным давлением. Температура в абсорбере 20 °С, он работает в пленочном режиме. Скорость газа в абсорбере (фиктивная) 0,35 м/с. Абсорбер заполнен кусками кокса ($\sigma = 42 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $V_{ce} = 0,58 \text{ м}^3/\text{м}^3$).

Решение. Критерий Нуссельта

$$N_e = 0,407 Re_e^{0,655} (Pr_e)^{0,33},$$

где

$$Re_e = \frac{4w\rho_e}{\sigma\mu_e} = \frac{4 \cdot 0,35 \cdot 1,16}{42 \cdot 0,0175 \cdot 10^{-3}} = 2210;$$

$$\rho_e = \frac{28 \cdot 273}{22,4 \cdot 293} = 1,16 \text{ кг/м}^3;$$

$$\mu_e = 0,175 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с.}$$

Коэффициент диффузии D_{Γ} принимаем такой же, как в воздухе. Имеем:

$$D_{\Gamma}=10,3 \cdot 10^{-6} \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 11,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

$$Pr_2 = \frac{\mu_2}{\rho_2 D_2} = \frac{0,0175 \cdot 10^{-3}}{1,16 \cdot 11,45 \cdot 10^{-6}} = 1,32.$$

Диффузионный критерий Нуссельта:

$$N_2 = 0,407 Re_2^{0,655} (Pr_2)^{0,33} = 0,407 \cdot 2210^{0,655} \cdot 1,32^{0,33} = 69.$$

Эквивалентный диаметр:

$$d_9 = \frac{4V_c}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,58}{42} = 0,055 \text{ м}.$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_2 = \frac{Nu_2 D_2}{d_9} = \frac{69 \cdot 11,45 \cdot 10^{-6}}{0,055} = 144 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$W_{\Gamma\Lambda 3}, \text{ м/с}$	0,4	0,5	0,1	0,2	0,3	0,9	0,7	1,0	1,5	1,2
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$W_{\Gamma\Lambda 3}, \text{ м/с}$	0,15	0,25	0,41	0,62	0,38	0,91	0,76	1,03	1,45	1,92
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$W_{\Gamma\Lambda 3}, \text{ м/с}$	0,14	0,54	0,19	0,22	0,39	0,95	0,73	1,04	1,57	1,26

Расчет 9. Определить параметры перегонки

2500 кг загрязненного скипидара перегоняются в токе насыщенного водяного пара под атмосферным давлением (760 мм рт. ст.). Исходная смесь содержит 88% (масс.) скипидара, 12% (масс.) воды и подается в аппарат при 30 °С. Внешнего подогрева нет.

Для перегонки применяют насыщенный пар с давлением (в паропроводе) $P_{abc}=1,5 \text{ кгс/см}^2$. Степень насыщения водяного пара скипидаром $\varphi=0,7$.

Определить: а) расход пара на перегонку; б) массовый и мольный состав отгоняемых паров; в) парциальные давления скипидара и воды в смеси паров. Потери теплоты в окружающую среду принять в размере 10% от полезно затрачиваемой теплоты. Физические характеристики для скипидара: мольная масса 136 кг/кмоль; удельная теплоемкость жидкого скипидара $1,76 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$; удельная теплота испарения $310 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

Решение. Температура перегонки насыщенного пара скипидара 96°C ; давление $P_{ск}=115 \text{ мм рт. ст.}$

Количество водяного пара, уходящего вместе с паром скипидара, находим по формуле

$$G_g = G_{ск} \frac{M_g (P - P_{ск})}{M_{ск} P_{ск} \varphi} = 2500 \cdot 0,88 \frac{18(760 - 115)}{136 \cdot 115 \cdot 0,7} = 2330 \text{ кг.}$$

Массовая доля в парах:
скипидара

$$y_{ск} = \frac{G_{ск}}{G_{ск} + G_g} = \frac{2500 \cdot 0,88}{2500 \cdot 0,88 + 2330} = 0,485;$$

воды

$$\bar{y}_g = 1 - \bar{y}_{ск} = 1 - 0,485 = 0,515.$$

Мольная доля скипидара:

$$y_{ск} = \frac{\frac{y_{ск}}{M_{ск}}}{\frac{y_{ск}}{M_{ск}} + \frac{y_g}{M_g}} = \frac{\frac{0,485}{136}}{\frac{0,485}{136} + \frac{0,515}{18}} = \frac{0,00356}{0,00356 + 0,0286} = 0,110;$$

мольная доля воды: $y_g = 1 - y_{ск} = 1 - 0,11 = 0,89$.

Парциальные давления в смеси паров при общем давлении 760 мм рт, ст.:

$$P_{ск} = \Pi \cdot y_{ск} = 760 \cdot 0,11 = 84 \text{ мм рт. ст.};$$

$$P_г = \Pi - P_{ск} = 760 - 84 = 676 \text{ мм рт. ст.}$$

Расход теплоты:

а) на подогрев исходной смеси от 30 °С до температуры перегонки 96 °С.

Скипидар:

$$G_{ск} c_{ск} (t_{нар} - t_{нач}) = 2500 \cdot 0,88 \cdot 1,76 \cdot 10^3 (96 - 30) = 256000 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

Вода:

$$G_г c_г (t_{нар} - t_{нач}) = 2330 \cdot 0,12 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (96 - 30) = 77320 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

$$Q_{нагр} = (256 + 77,32) \cdot 10^6 = 333 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

б) на испарение перегоняемого скипидара

$$Q_{исп} = G_{ск} \cdot r_{ск} = 2500 \cdot 0,88 \cdot 310 \cdot 10^3 = 682000 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

в) на компенсацию потерь теплоты в окружающую среду

$$Q_{пот} = 0,1 (Q_{нагр} + Q_{исп}) = (333000 + 682000) \cdot 10^3 \cdot 0,1 = 102000 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

Общий расход теплоты:

$$Q_{общ} = Q_{нагр} + Q_{исп} + Q_{пот} = (333000 + 682000 + 102000) \cdot 10^3 = 1123000 \cdot 10^3 \text{ Дж} = 1123 \cdot 10^3 \text{ кДж.}$$

Расход пара. Абсолютному давлению насыщенного пара в трубопроводе (1,5 кгс/см²) соответствует температура 110,7 °С (табл. П.3); уходит с перегоняемым скипидаром 2330 кг пара при температуре перегонки 96 °С. Следовательно, этот уходящий пар охлаждается от 110,7 до 96 °С, причем выделяется теплоты:

$$Q_{выд} = G_г c_{в.п} (t_n - t_{пер}) = 2330 \cdot 1,97 \cdot 10^3 (110,7 - 96) = 67900 \text{ кДж,}$$

где $1,97 \cdot 10^3 = 35,5 \cdot 10^3 / 18$ – удельная теплоемкость водяного пара, Дж/(кг·К).

Остальное количество теплоты

$$Q_{ост} = Q_{общ} - Q_{выд} = (1123000 - 67900) \cdot 10^3 = 1055 \cdot 10^3 \text{ кДж},$$

должно быть подведено за счет конденсации некоторого добавочного количества подаваемого пара и охлаждения получившегося конденсата до температуры перегонки.

Расход конденсирующегося (греющего) пара;

$$G_{конд} = \frac{Q_{ост}}{t'' - t'} = \frac{1055000 \cdot 10^3}{(2700 - 402) \cdot 10^3} = 460 \text{ кг},$$

где $2700 \cdot 10^3$ Дж/кг – удельная энтальпия насыщенного водяного пара при $1,5 \text{ кгс/см}^2$; $402 \cdot 10^3$ Дж/кг – удельная энтальпия воды при 96°C .

Общий расход пара:

$$G_n = 2320 + 460 = 2790 \text{ кг}.$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$G_{Ск}$, тонна	5,5	4,5	3,5	4,0	2,5	1,5	3,0	4,7	3,8	4,8
Скипиадр, % (масс.)	78	85	90	84	76	72	84	89	92	78
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$G_{Ск}$, тонна	3,8	6,0	5,0	4,0	2,0	5,8	3,6	2,8	3,4	5,4
Скипиадр, % (масс.)	68	77	81	88	69	93	76	91	82	85
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$G_{Ск}$, тонна	3,8	6,6	5,3	4,2	2,9	5,8	3,5	2,8	3,5	5,2
Скипиадр, % (масс.)	76	91	82	85	77	81	88	69	93	59

Расчет 10. Определить основные размеры ректификационной колонны

Рассчитать ректификационной колонны непрерывного действия для разделения бинарной смеси метанол-вода. Производительность колонны по исходной смеси 5 т/ч ; содержание низкокипящего компонента [% (масс.)]: в исходной смеси $x'_F = 40$; в дистилляте $x'_P = x'_D = 98,5$; в кубовом остатке $x'_W = 1,5$. Начальная температура исходной смеси, 20°C . Исходная смесь подается в колонну при температуре кипения. Давление в колонне – атмосферное.

Объемный расход пара в колонне $1,15 \text{ м}^3/\text{с}$; максимально допустимая скорость пара $1,55 \text{ м/с}$; эффективность колпочковой тарелки в верхней части колонны по Мэрффри $E_{My,в} = 0,644$ и для нижней части колонны $E_{My,н} = 0,72$. Расстояние между тарелками $H=400 \text{ мм}$.

Решение. Уравнение материального баланса

$$F = D + W; \quad F \cdot \bar{x}_F = D \cdot \bar{x}_D + W \cdot \bar{x}_W$$

Производительность колонны по дистилляту D и кубовому остатку W . $F=5000 \text{ кг/ч}=1,389 \text{ кг/с}$

$$W = \frac{F \cdot (\bar{x}_D - \bar{x}_F)}{\bar{x}_D - \bar{x}_F} = \frac{1,389 \cdot (0,985 - 0,4)}{0,985 - 0,015} = 0,838 \text{ кг/с}$$

$$D = F - W = 1,389 - 0,838 = 0,551 \text{ кг/с}$$

Пересчет состава фаз из массовых долей в мольные

$$x_F = \frac{\bar{x}_F / M_M}{\bar{x}_F / M_M + (1 - \bar{x}_F) / M_{H_2O}},$$

где M_M – молекулярная масса метанола ($M_M = 32$); M_{H_2O} – молекулярная масса воды ($M_{H_2O} = 18$)

$$x_F = \frac{0,4/32}{0,4/32 + (1 - 0,4)/18} = 0,273 \text{ кмоль/кмоль смеси};$$

$$x_D = \frac{\bar{x}_D / M_M}{\bar{x}_D / M_M + (1 - \bar{x}_D) / M_{H_2O}} = \frac{0,985/32}{0,985/32 + (1 - 0,985)/18} = 0,974 \text{ кмоль/кмоль смеси};$$

$$x_W = \frac{\bar{x}_W / M_M}{\bar{x}_W / M_M + (1 - \bar{x}_W) / M_{H_2O}} = \frac{0,015/32}{0,015/32 + (1 - 0,015)/18} = 0,0085 \text{ кмоль/кмоль смеси}.$$

Концентрация легколетучего компонента в паровой фазе y_F^* . Исходные данные введем в табл. 3.3

Таблица 3.3.

Данные по парожидкостному равновесию для системы метанол-вода при нормальном давлении

х, кмоль/кмоль смеси	у, кмоль/кмоль смеси	Т, °С
0	0	100
0,02	0,134	96,4
0,04	0,23	93,5
0,06	0,304	91,2
0,08	0,365	89,3
0,1	0,418	87,7
0,15	0,517	84,4
0,3	0,665	78
0,4	0,729	75,3
0,5	0,779	73,1
0,6	0,825	71,2
0,7	0,87	69,3
0,8	0,915	67,5
0,9	0,958	66
0,95	0,979	65
1	1	64,5

По данным табл. 3.3 построим диаграмму равновесия х,у:

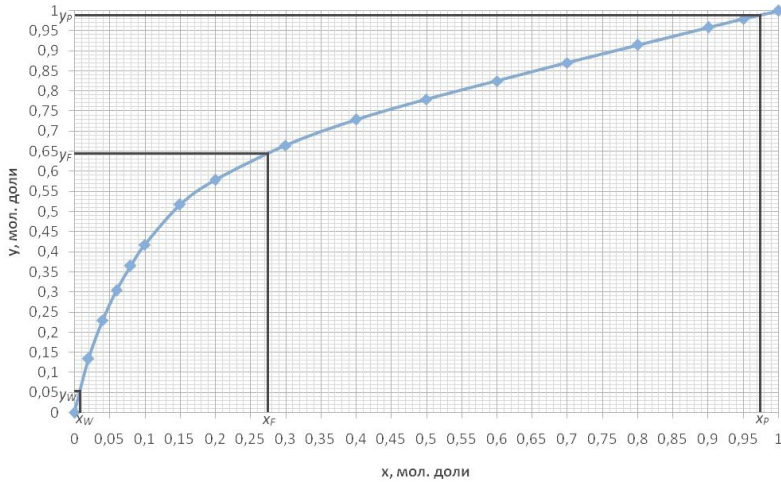


Рис. 3.25. Диаграмма равновесия между паром (y) и жидкостью (x) при постоянном давлении

Из рис. 3.25 находим: $y_F^* = 0,643$.

Минимальное флегмовое число

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,974 - 0,643}{0,643 - 0,273} = 0,895.$$

Рабочее флегмовое число R

$$\sigma = R/R_{\min}, \text{ отсюда } R = \sigma \cdot R_{\min}$$

где σ – коэффициент избытка флегмы (берем произвольно)

$$R_1 = \sigma_1 \cdot R_{\min} = 1,05 \cdot 0,895 = 0,94 ; R_2 = \sigma_2 \cdot R_{\min} = 1,35 \cdot 0,895 = 1,21 ;$$

$$R_3 = \sigma_3 \cdot R_{\min} = 1,75 \cdot 0,895 = 1,57 ; R_4 = \sigma_4 \cdot R_{\min} = 2,35 \cdot 0,895 = 2,1.$$

$$\text{Рассчитаем число } B = \frac{x_D}{R+1} :$$

$$B_1 = \frac{x_D}{R_1 + 1} = \frac{0,974}{0,94 + 1} = 0,5; \quad B_2 = \frac{x_D}{R_2 + 1} = \frac{0,974}{1,21 + 1} = 0,44$$

$$B_3 = \frac{x_D}{R_3 + 1} = \frac{0,974}{1,57 + 1} = 0,38; \quad B_4 = \frac{x_D}{R_4 + 1} = \frac{0,974}{2,1 + 1} = 0,31.$$

Построим диаграммы равновесия x, y при различных значениях R (рис. 3.26). На диаграммах отложим значения B , затем построим рабочие линии укрепляющей и исчерпывающей части колонны и нанесем линии обозначающие теоретические тарелки. По количеству пиков, определим число теоретических тарелок (N_m).

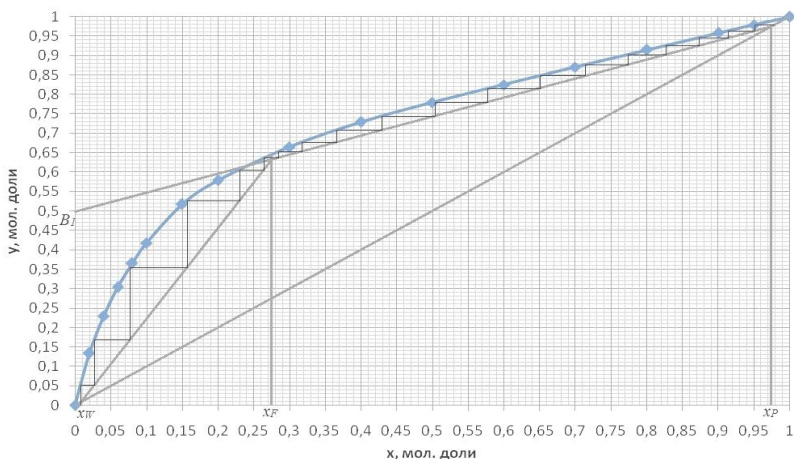


Рис. 3.26, а. Диаграмма равновесия между паром (x) и жидкостью (y) при флегмовом числе $R_1=0,94$

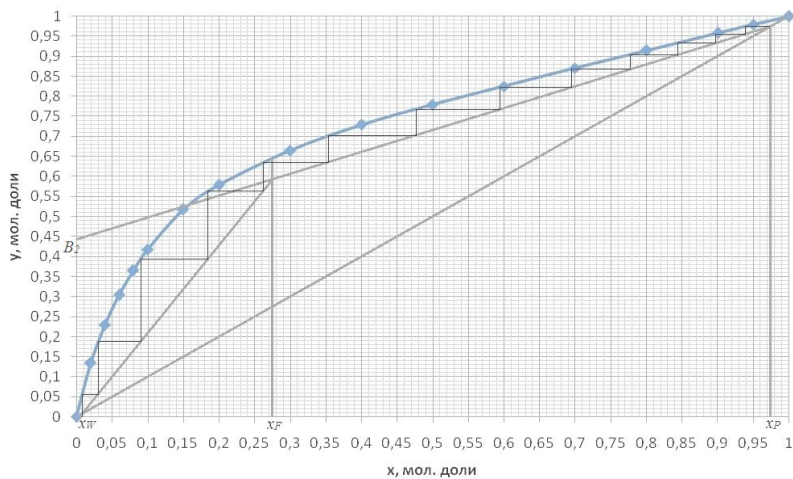


Рис. 3.26, б. Диаграмма равновесия между паром (x) и жидкостью (y) при флегмовом числе $R_2=1,21$

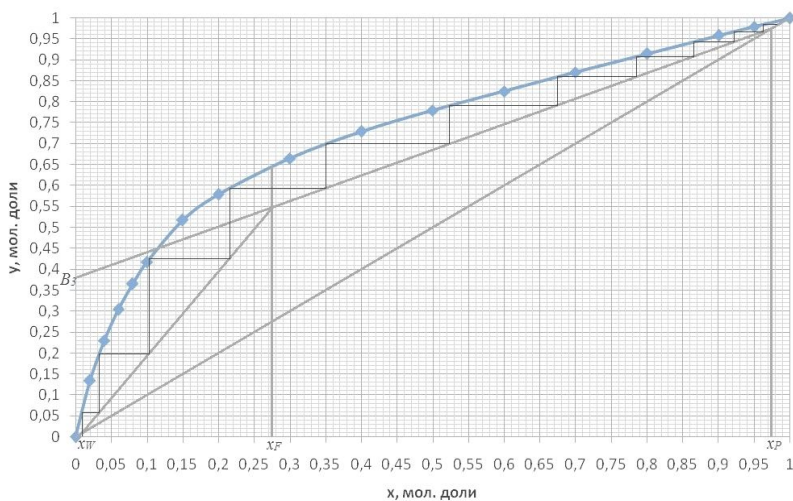


Рис. 3.26, в. Диаграмма равновесия между паром (x) и жидкостью (y) при флегмовом числе $R_3=1,57$

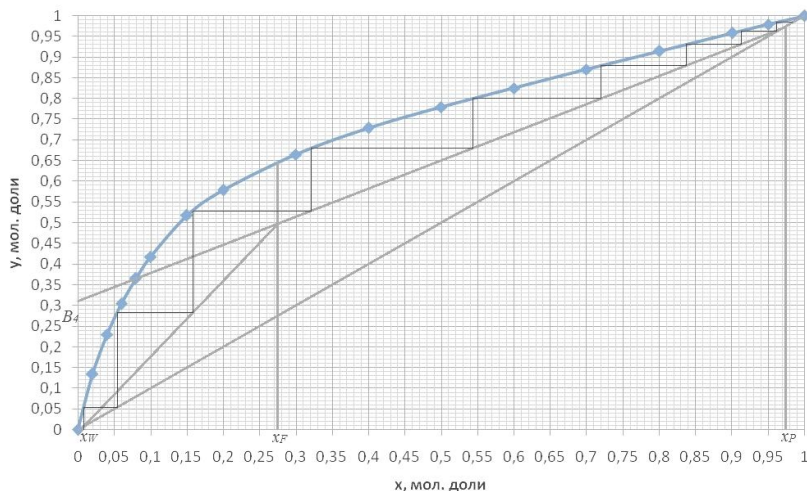


Рис. 3.26,г. Диаграмма равновесия между паром (x) и жидкостью (y) при флегмовом числе $R_4=2,1$

Полученное количество теоретических тарелок занесем в табл. 3.4:

Таб. 3.4. Данные для нахождения R

R	0,94	1,21	1,57	2,1
N_T	19	13	11	9,5
$N_T \cdot (R+1)$	36,86	28,73	28,27	29,45

где $N_T(R+1)$ – минимальное произведение, пропорциональное объему ректификационной колонны (N_T – число ступеней изменения концентраций или теоретических тарелок, а $(R+1)$ – расход паров). По данным табл. 3.4 построим график зависимости:

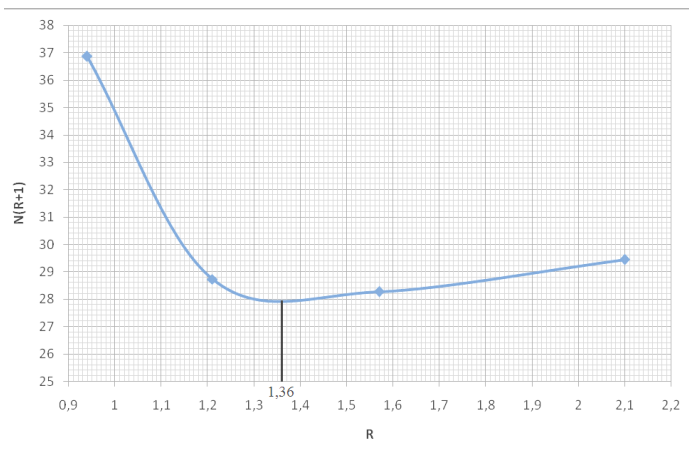


Рис. 3.27. График зависимости N_T от $N_T \cdot (R+1)$

Из рис. 3.27 находим, что $R_{\text{опт}} = 1,36$.

Построим диаграмму равновесия между паром и жидкостью (y, x) при оптимальном рабочем флегмовом числе $R = 1,36$. При этом нужно рассчитать B :

$$B = \frac{x_D}{R + 1} = \frac{0,974}{1,36 + 1} = 0,41$$

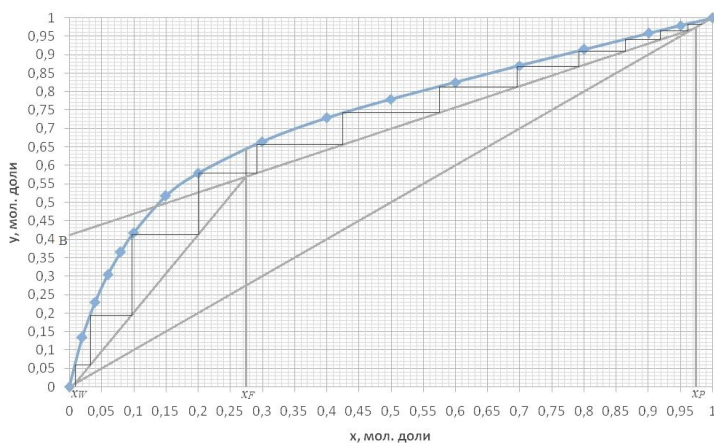


Рис. 3.28. Определение числа теоретических тарелок при оптимальном рабочем флегмовом числе

из рис. 3.28 находим число тарелок в верхней части колонны $N_{\epsilon,m} = 8$, и в нижней $N_{n,m} = 4$.

Число действительных тарелок в верхней части колонны

$$N_{\epsilon} = \frac{N_{\epsilon,m}}{E_{My,\epsilon}} = \frac{8}{0,644} = 12,42 \approx 13.$$

Число действительных тарелок в нижней части колонны

$$N_n = \frac{N_{n,m}}{E_{My,n}} = \frac{4}{0,72} = 5,56 \approx 6.$$

Общее число действительных тарелок

$$N = N_{\epsilon} + N_n = 13 + 6 = 18.$$

Высота колонны

$$H_{\kappa} = (N - 1) \cdot H + z_{\epsilon} + z_n,$$

где $z_{\epsilon} = 1,2$ м – расстояние между верхней тарелкой и крышкой колонны; $z_n = 1,8$ м – расстояние между нижней тарелкой и дном колонны.

$$H_{\kappa} = (18 - 1) \cdot 0,4 + 1,2 + 1,8 = 9,8 \text{ м}.$$

Диаметр колонны

$$d_{\epsilon} = \sqrt{\frac{V_{y,\epsilon} \cdot 4}{\pi \cdot \omega_{\max,\epsilon}}} = \sqrt{\frac{1,15 \cdot 4}{3,14 \cdot 1,55}} = 0,972 \text{ м}.$$

Выбираем из принятого в химической промышленности нормального ряда диаметров колонн $d = 1$ м.

Тогда действительные рабочие скорости паров

$$\omega_{\epsilon} = \omega_{\max,\epsilon} \cdot (d_{\epsilon} / d)^2 = 1,55 \cdot (0,972 / 1)^2 = 1,46 \text{ м/с}.$$

б) Тепловой баланс колонны. Построим диаграмму зависимости концентраций в паровой и жидкой фазе от температуры ($x, y - t$):

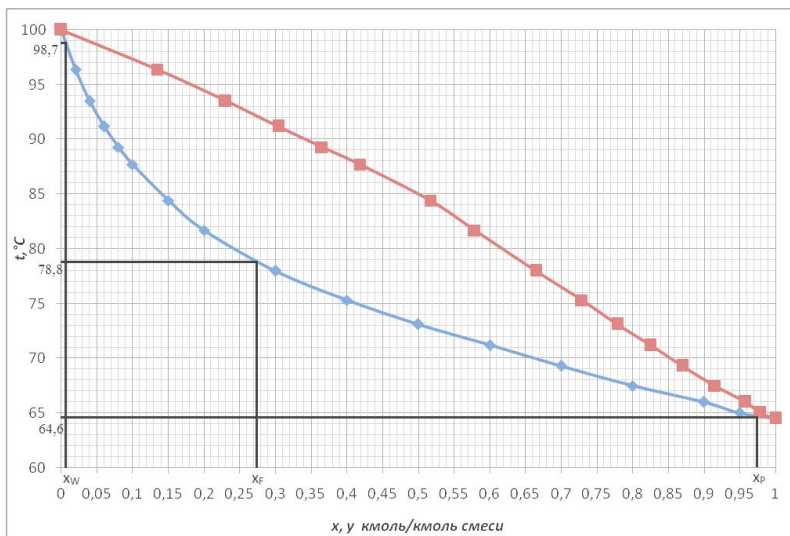


Рис. 3.29. Диаграмма зависимости концентраций в паровой и жидкой фазе от температуры

Из рис. 3.29 температура в средней части колонны равна $t_F = 78,8^\circ\text{C}$, что соответствует $x_F = 0,273$ кмоль/кмоль смеси, в верхней части температура $t_P = 64,6^\circ\text{C}$ ($x_P = 0,974$ кмоль/кмоль смеси) и в нижней части температура $t_W = 98,7^\circ\text{C}$ ($x_W = 0,0085$ кмоль/кмоль смеси). Тогда средние температуры равны:

$$t_{cp,в} = (t_P + t_F)/2 = (64,6 + 78,8)/2 = 71,7^\circ\text{C};$$

$$t_{cp,н} = (t_F + t_W)/2 = (78,8 + 98,7)/2 = 88,8^\circ\text{C}.$$

Расчет энтальпий. Теплоемкости водных растворов метанола $c_{ж}$ в $\text{кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$ в зависимости от концентрации x и температуры показаны в табл. 3,5.

Таблица 3.5.
Зависимость теплоемкости водных растворов метанола

х, мол. доли	с _ж при t, °С			х, мол. доли	с _ж при t, °С		
	20	40	60		20	40	60
0	75,3	75,3	75,4	0,6	83,3	88,6	94,7
0,2	83,1	86	89,2	0,8	84,1	89,3	96,1
0,4	83,2	87,8	92,8	1,0	84,8	89,6	97

Теплоемкости метанола (с₁) и воды (с₂) в парообразном состоянии в кДж/(кмоль · К) показаны в табл. 3.6:

Таблица 3.6.
Теплоемкости метанола
(с₁) и воды (с₂) в парообразном состоянии

t, °С	0	50	100
с ₁	45,8	-	55,1
с ₂	-	34,8	36,7

Теплоты смешения ($\Delta H_{см}$, кДж/кмоль) при $t_{см} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$ в зависимости от концентрации раствора метанола показаны в табл. 3.7.

Таблица 3.7.
Теплота смешения в зависимости от концентрации
раствора метанола

х	0,00809	0,016	0,0318	0,0641	0,1358	0,3172	0,571
$\Delta H_{см}$	-56	-110,2	-213,4	-403,7	-698,3	-886	-748,4
х	0,7516	0,8637	0,9276	0,9622	0,99		
$\Delta H_{см}$	-544,9	-351,9	-203,2	-112,3	-31,59		

Расчет энтальпий исходной смеси, дистиллята и кубового остатка

Энтальпия исходной смеси поступающей в колонну:

$$i_F = \Delta H_{см,F} + c_{ж,F} \cdot (t_F - 25)$$

Из табл. 3.5 путем линейной интерполяции находим теплоемкость исходной смеси при средней температуре, за которую принимаем среднеарифметическое значение

$$(t_{cm} + t_F)/2 = (25 + 78,8)/2 = 51,9\text{ }^{\circ}\text{C};$$

при этой температуре $c_{ж,F} = 90,3\text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$. Линейной интерполяцией из табл. 3.7 находим также теплоту смешения для раствора, содержащего 27,3% (мол) метанола, равную $\Delta H_{см,F} = -868\text{ кДж}/\text{кмоль}$.

Получим:

$$i_F = -868 + 90,3 \cdot (78,8 - 25) = 3917,51\text{ кДж}/\text{кмоль}$$

Энтальпия дистиллята:

$$i_P = \Delta H_{см,P} + c_{ж,P} \cdot (t_P - 25)$$

Из табл. 3.5 находим теплоемкость дистиллята при средней температуре $(t_{cm} + t_P)/2 = (25 + 64,6)/2 = 44,8\text{ }^{\circ}\text{C}$; при этой температуре $c_{ж,P} = 91,45\text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$. Из табл. 3.7 находим также теплоту смешения для раствора, содержащего 97,4% (мол) метанола, равную $\Delta H_{см,P} = -78\text{ кДж}/\text{кмоль}$. Тогда получим:

$$i_P = -78 + 91,45 \cdot (64,6 - 25) = 3543,42\text{ кДж}/\text{кмоль}$$

Энтальпия кубового остатка:

$$i_W = \Delta H_{см,W} + c_{ж,W} \cdot (t_W - 25)$$

Из табл. 3.5 находим теплоемкость кубового остатка при средней температуре

$$(t_{cm} + t_W)/2 = (25 + 98,7)/2 = 61,85\text{ }^{\circ}\text{C};$$

при этой температуре $c_{ж,W} = 76,68\text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$. Из табл. 3.7 находим также теплоту смешения для раствора, содержаще-

го 0,85% (мол) метанола, равную $\Delta H_{см,W} = -58 \text{ кДж/кмоль}$. Тогда получим:

$$i_W = -58 + 76,68 \cdot (98,7 - 25) = 5593,32 \text{ кДж/кмоль}$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
F, кг/с	3,4	2,75	4,18	5,95	6,90	1,93	7,91	3,75	4,65	6,85
X _F , масс%	31,0	35,8	41,1	28,5	25,6	21,8	18,7	29,5	43,5	41,6
σ ₁	1,1	1,6	0,98	0,8	1,3	2,0	1,7	1,2	1,24	2,0
σ ₂	2,5	3,45	1,90	1,87	2,95	4,90	2,95	1,98	1,98	2,90
σ ₃	3,42	4,53	2,02	3,02	4,02	6,03	3,53	3,03	3,04	4,04
σ ₄	3,87	6,21	4,25	4,83	5,2	8,21	4,25	5,24	4,21	4,56
σ ₅	5,62	8,12	5,23	6,52	7,65	10,3	5,23	7,03	5,34	5,04
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
F, кг/с	3,6	1,95	3,98	2,95	5,90	6,93	8,91	7,75	4,65	0,85
X _F , масс%	34,2	26,5	21,3	29,5	38,5	27,5	19,5	43,1	46,1	11,8
σ ₁	1,3	1,1	1,6	1,54	1,87	1,12	1,45	1,26	0,35	1,95
σ ₂	2,8	3,85	1,90	2,87	2,95	3,90	2,95	4,98	2,98	3,90
σ ₃	4,02	5,02	2,02	4,02	3,72	4,43	5,03	6,03	4,04	5,04
σ ₄	5,32	5,68	4,31	7,29	4,53	5,62	6,37	7,21	5,61	6,14
σ ₅	7,02	6,02	6,82	9,22	5,98	6,87	6,93	8,33	6,04	9,04
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
F, кг/с	3,6	1,95	3,98	2,95	5,90	6,93	8,91	7,75	4,65	0,85
X _F , масс%	34,2	26,5	21,3	29,5	38,5	27,5	19,5	43,1	46,1	11,8
σ ₁	2,0	1,7	1,2	1,24	2,0	1,1	1,6	0,98	0,8	1,3
σ ₂	4,90	2,95	1,98	1,98	2,90	2,5	3,45	2,90	1,87	2,95
σ ₃	6,03	3,53	3,03	3,04	4,04	3,42	4,53	4,02	3,02	4,02
σ ₄	8,21	4,25	5,24	4,21	4,56	3,87	6,21	5,24	4,83	5,2
σ ₅	10,3	5,23	7,03	5,34	5,04	5,62	8,12	7,02	6,52	7,65

Расчет 11. Рассчитать непрерывную ректификационную колонну через кинетической кривой

Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения бинарной смеси ацетон-вода, если произ-

водительность по исходной смеси $10000/3600=2,77$ кг/с; содержание низкокипящего компонента (кмоль ац./кмоль см): в исходной смеси $x_F=0,16$; в дистилляте $x_D=0,94$; в кубовом остатке $x_W=0,01$; коэффициент избытка флегмы $0,74$; скорость пара в колонне $0,8$ м/с; объемный расход проходящего через колонну пара $V_n=1,2$ м³/с; коэффициент массопередачи в газовой фазе $K_y=0,02$ кмоль/(м²·с); тип колонны -ситчатая.

Решение. Чтобы определить нагрузки ректификационной колонны по пару и жидкости надо рассчитывать оптимальное флегмовое число R .

Определяем минимальное число флегмы. Для этого построим диаграмму равновесия для смеси ацетон-вода (табл. П. 12). Отсюда определяем R_{min} .

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,94 - 0,6}{0,6 - 0,16} = 0,77.$$

где y^* – концентрация равновесного пара (находят из диаграммы равновесия между паром и жидкостью).

Определим соответствующие флегмовые числа.

$$R = \sigma \cdot R_{min} = 0,74 \cdot 0,77 = 0,57.$$

После этого определяем из уравнении рабочей линии для верхней части колонны $y=A \cdot x+B$, коэффициента B :

$$B = x_D / (R + 1) = 0,829 / (0,055 + 1) = 0,786.$$

Используя коэффициента B построим верхние и нижние рабочие линии колонны.

Диаметр ректификационной колонны определим из уравнения расхода:

$$d_k = \sqrt{\frac{V_n}{0,785 \cdot w_n}} = \sqrt{\frac{1,20}{0,785 \cdot 0,8}} = 1,38 \text{ м.}$$

По каталогу завода выберем стандартный ректификационный аппарат диаметром $d_k=1,4$ м с ситчатыми тарелками.

Тогда действительный скорость пара в колонне будет:

$$w_d = V_n / 0,785 \cdot d^2 = 1,25 / 0,785 \cdot 1,4^2 = 0,81 \text{ м/с.}$$

По каталогу для колонны диаметром 1400 мм выбираем ситчатую однопоточную тарелку ТС-Р со следующими конструктивными размерами: диаметр отверстий в тарелке $d_0=4$ мм; шаг между отверстиями 8 мм; свободное сечение тарелки $F_c=13,9$ %; высота переливного порога $h_{nep}=40$ мм; ширина переливного порога $b=1050$ мм; рабочее сечение тарелки $S_m=0,63 \text{ м}^2$.

Определяем ЧЕП для тарелки из уравнений

$$e^{m_y} = e^{K_y \cdot S_T / G_f},$$

где S_T – площадь тарелки; $G_f=2,77 \text{ кг/с} = 2,77/58 = 0,047 \text{ кмоль/с}$.

Отсюда

$$e^{m_y} = e^{0,02 \cdot 0,63 / 0,047} = 1,3.$$

С другой стороны

$$e^{m_y} = \frac{y^* - y_c}{y^* - y_0} = \frac{CA}{CB} \text{ или } CB = CA / e^{m_y},$$

отсюда

$$CB = CA / 1,3.$$

Таким образом, задаваясь по графику расстоянием точки СА (мм), находим все точки СВ.

СА	0,5	1,0	1,5	1,5	5,8
СВ	0,38	0,77	1,15	0,15	4,46

Построим кинетической кривой и находим действительное число тарелок.

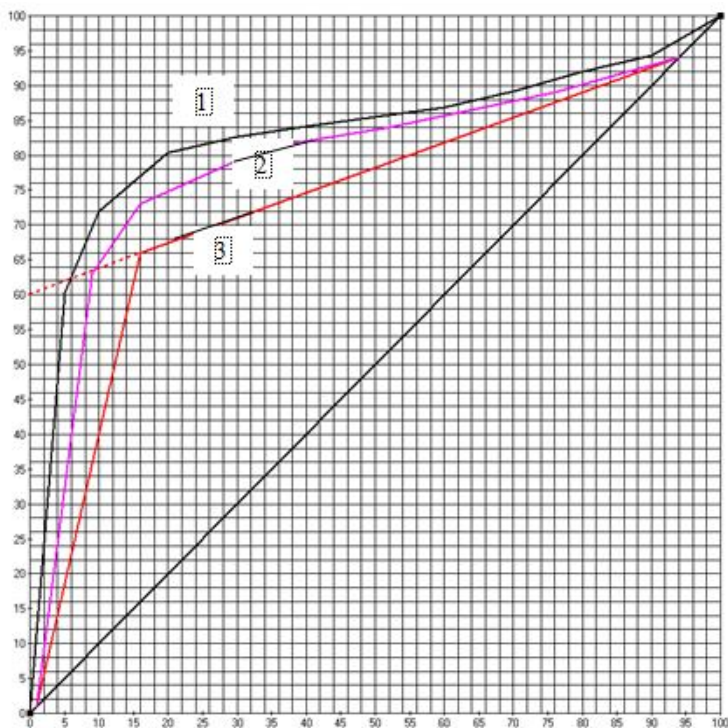


Рис.3.30. Построение кинетической кривой: 1– равновесная линия; 2– кинетическая кривая; 3– рабочая линия.

Общее число действительных тарелок 8,5, с запасом берем $n_d=10$. Тогда высоту тарельчатой части ректификационной колонны определим по формуле

$$H_T = (n_d - 1) \cdot h = 9 \cdot 0,4 = 3,6 \text{ м.}$$

где h – расстояние между тарелками, принимаем 400 мм. Отсюда высота ректификационной колонны будет

$$H = H_T + z_6 + z_n = 3,6 + 1,5 + 2,5 = 7,6 \text{ м.}$$

где z_6 , z_n – расстояние соответственно между верхней тарелкой и крышкой колонны и между дном колонны и нижней тарелкой. Принимаем $z_6=1,5$ м.; $z_n=2,5$ м.

Варианты

Вар.№	Система	G _г , тонна/ч	Вар.№	Система	G _г , тонна/ч
1	2	3	4	5	6
1	Азот. кислота – вода	19,5	16	Азот. кислота – вода	7
2	Ацетон – бензол	19	17	Ацетон – бензол	8
3	Ацетон - вода	18,5	18	Ацетон - вода	11
4	Ацетон – метил. спирт	17	19	Ацетон – метил. спирт	10
5	Ацетон – этил спирт	17,5	20	Ацетон – этил спирт	6
6	Бензол-толуол	18	21	Бензол-толуол	5
7	Бензол – укс. кислота	17	22	Бензол – укс. кислота	5
8	вода – укс. кислота	17,5	23	вода – укс. кислота	11
9	Метил. спирт- вода	6,3	24	Метил. спирт- вода	8
10	Метил. спирт – этил. спирт	17	25	Метил. спирт – этил. спирт	9,0
11	Мур. кислота - укс. кислота	15	26	Мур. кислота - укс. кислота	8,7
12	Сероуглерод – CCl ₄	8,6	27	Сероуглерод – CCl ₄	9,0
13	Бензол -толуол	26	28	Бензол -толуол	35
14	Бензол - укс. кислота	21	29	Бензол - укс. кислота	32
15	вода – укс. кислота	18	30	вода – укс. кислота	32

Расчет 12. Рассчитать основные размеры распылительной экстракционной колонны

Определить размеры распылительной колонны (рис. 3.31) для извлечения фенола из воды экстракцией бензолом при следующих условиях: расход исходной смеси - 8 м³/ч; начальная концентрация фенола в воде – 0,5 кг/м³, конечная концентрация фенола в воде – 0,002 кг/м³; начальная концентрация фенола в экстрагенте – 0,01 кг/м³, скорость свободного осаждения капель бензола $w_{ос} = w_{хар} = 0,121$ м/с; температура в экстракторе комнатная – 25 °С.

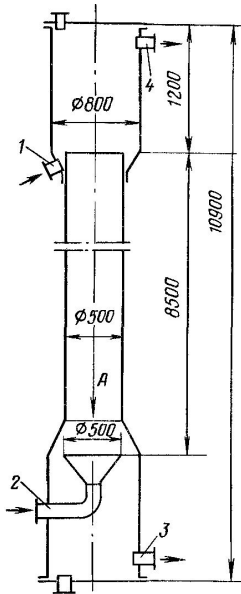


Рис. 3.31.
Распылительный
экстрактор

Решение. Расход исходной смеси –
 $V_x = V_c = 8 \text{ м}^3/\text{ч}$, $8/3600 = 0,0022 \text{ м}^3/\text{с}$.

При выражении концентраций в $\text{кг}/\text{м}^3$ коэффициент распределения фенола между бензолом и водой при малых концентрациях фенола является практически постоянной величиной, при 25°C равной 2,22.

Ввиду малой концентрации фенола изменением плотностей фаз и их расходов в процессе экстракции можно пренебречь. Так как конечная концентрация в экстрагенте не может превышать концентрации, равновесной с концентрацией исходной смеси, то минимальный расход экстрагента будет равен

$$V_{y,\min} = \frac{V_x \cdot (c_{x,\text{H}} - c_{x,\text{K}})}{c_y^* \cdot (c_{x,\text{H}} - c_{y,\text{H}})} =$$

$$\frac{0,0022 \cdot (0,5 - 0,002)}{2,22 \cdot (0,5 - 0,01)} = 0,001 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Реальный расход экстрагента должен быть больше минимального. Например, если расход экстрагента в два с половиной раза больше минимального ($V_y = V_d = 0,0025 \text{ м}^3/\text{с}$), то конечная концентрация фенола в нем в составит:

$$c_{y,\text{K}} = c_{y,\text{H}} + \frac{V_x}{V_y} (c_{x,\text{H}} - c_{x,\text{K}}) = 0,01 + \frac{0,0022}{0,0025} (0,5 - 0,002) = 0,448 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Фиктивную суммарную скорость фаз при захлебывании колонны находим из уравнения

$$(w_d + w_c)_3 = (1 - 4\Phi_3 + 7\Phi_3^2 - 4\Phi_3^3)w_{\text{хар}},$$

в котором Φ_3 – удерживающая способность при захлебывании, равная

$$\Phi_3 = \frac{\sqrt{b^2 + 8b} - 3b}{4(1 - b)},$$

где $b = V_D/V_C = w_D/w_C = 0,0025/0,0022 = 1,14$ – соотношение объемных расходов дисперсной и сплошной фаз, т.е. расход экстрагента 1,14 раза больше чем расхода исходной смеси.

Принимая характеристическую скорость капель в распылительной колонне равной скорости свободного осаждения находим:

$$\Phi_3 = \frac{\sqrt{1,14^2 + 8 \cdot 1,14} - 3 \cdot 1,14}{4(1 - 1,14)} = 0,343.$$

Отсюда

$$(w_D + w_C)_3 = (1 - 4 \cdot 0,343 + 7 \cdot 0,343^2 - 4 \cdot 0,343^3) \cdot 0,121 = 0,0357 \text{ см/с.}$$

Минимально допустимый диаметр колонны в данном случае равен

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4(V_D + V_C)}{\pi(w_D + w_C)_3}} = \sqrt{\frac{4(0,0025 + 0,0022)}{3,14 \cdot 0,0357}} = 0,42 \text{ м.}$$

Принимаем внутренний диаметр колонны 0,5 м. Колонна будет работать при нагрузке, составляющей 65% от нагрузки при захлебывании. Тогда

$$w_D = \frac{0,0357 \cdot 65}{100} = 0,023 \text{ м/с.}$$

Отсюда $w_D/w_C = 1,14$, т.е. $w_C = 0,023/1,14 = 0,02 \text{ м/с.}$

Диаметр отстойных зон (принимаем их одинаковыми) определим, исходя из условия, что сплошная фаза должна двигаться в зазоре между краем распределителя дисперсной фазы и стенкой отстойной зоны с той же фиктивной скоростью, что и в колонне. Тогда диаметр отстойных зон можно найти из уравнения

$$D_{om} = \sqrt{D^2 + \frac{4V_c}{\pi \cdot w_c}} = \sqrt{0,5^2 + \frac{4 \cdot 0,0022}{3,14 \cdot 0,02}} = 0,5 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр отстойных зон равным 0,5 м.

Принимая рабочую высоту колонны 6,0 м, высоту верхней и нижней отстойной зоны 1,2 м, находим общую высоту экстрактора

$$H_3 = H_{p.6} + H_{в.о.з} + H_{н.о.з} = 6,0 + 1,2 + 1,2 = 8,4 \text{ м.}$$

Варианты

Вар..№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$V_X, \text{ м}^3/\text{ч}$	8,5	7,5	9,5	4,0	12,5	11,5	6,0	4,7	10,8	14,8
$w_{oc}, \text{ м/с}$	0,1	0,12	0,21	0,15	0,07	0,13	0,19	0,11	0,14	0,15
Вар..№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$V_X, \text{ м}^3/\text{ч}$	13,8	9,0	5,0	14,0	12,0	5,8	9,6	12,8	7,4	8,4
$w_{oc}, \text{ м/с}$	0,15	0,07	0,13	0,19	0,19	0,11	0,14	0,15	0,21	0,15
Вар..№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$V_X, \text{ м}^3/\text{ч}$	5,8	9,6	12,8	7,4	8,4	8,5	7,5	9,5	4,0	12,5
$w_{oc}, \text{ м/с}$	0,19	0,11	0,14	0,15	0,07	0,13	0,19	0,21	0,1	0,15

Расчет 13. Рассчитать адсорбционную установку периодического действия

Рассчитать адсорбционную установку периодического действия с неподвижным слоем адсорбента: Расход паровоздушной смеси - 20000 м³/ч; температура смеси - 18 °С; эквивалентный диаметр адсорбента 2,0·10⁻³ м; насыпная плотность адсорбента 550 кг/м³; тип аппарата - кольцевой адсорбер.

Решение. Допустимую фиктивную скорость газа можно рассчитать по формуле, полученной на основе технико-экономического анализа работы адсорберов:

$$w = \sqrt{\frac{0,0167 \rho_{нас} d_g g}{\rho_y}}$$

где плотность воздуха при 18 °С, $\rho_y=1,2 \text{ кг/м}^3$, (Табл. П.3).

Допустимая скорость газа в адсорбере:

$$w = \sqrt{\frac{0,0167 \cdot 550 \cdot 2,0 \cdot 10^{-3} \cdot 9,8}{1,2}} = 0,387 \text{ м/с.}$$

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

$$w_p = 0,75 \cdot 0,387 = 0,29 \text{ м/с.}$$

Диаметр адсорбера:

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_p}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 20000}{3,14 \cdot 0,29 \cdot 3600}} = 5,0 \text{ м.}$$

Принимаем кольцевой вертикальный адсорбер. Высоту активного угля в аппарате для обеспечения достаточного времени работы адсорбера примем равной 0,7 м. Общую высоту цилиндрической части адсорбера принимаем равной 1,7 м. Также прибавляем дополнительную высоту (под крышкой 2 м и над днищем 1 м), необходимые для размещения распределительного устройства для газа, штуцеров и датчиков контрольно-измерительных приборов. Тогда общая высота адсорбера будет

$$H_a = H_{ов} + H_{загр} + H_{разгр} = 1,7 + 2,0 + 1,0 = 4,7 \approx 5,0 \text{ м.}$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$V=X \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{ч}$	20	15	18	21	25	21	16	19	22	23
$T, ^\circ\text{C}$	10	20	30	40	50	30	40	50	10	20
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$V=X \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{ч}$	13,8	19,0	15,0	14,0	12,0	15,8	19,6	12,8	17,4	18,4
$T, ^\circ\text{C}$	30	40	50	10	20	10	20	30	40	50
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$V=X \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{ч}$	15,8	19,6	12,8	17,4	18,4	18,5	17,5	19,5	14,0	12,5
$T, ^\circ\text{C}$	30	40	50	10	20	50	10	20	10	20

Расчет 14. Рассчитать основные размеры барабанной сушилки

Производительность сушилки по высушенному материалу 36000 кг/ч; влажность: начальная 3,5 %; конечная 0,4 %; размер частиц материала 0,2 мм; начальная температура сушильного агента 300 °С; конечная температура сушильного агента 100 °С. Давление в сушильном барабане 10^5 Па. Парциальное давление водяных паров в сушильном барабане 9271 Па. Средняя движущая сила выраженная через единицы давления 5795 Па. Рассчитать основные размеры барабанной сушилки.

Решение. Количество удеваемой в процессе сушки влаги

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_2} = 36000 \frac{3,5 - 0,4}{100 - 0,4} = 1120,5 \text{ кг/ч или } 0,31 \text{ кг/с.}$$

Количество высушенного материала

$$G_2 = G_1 - W = 36000 - 1120,5 = 34879,5 \text{ кг/ч.}$$

Для полидисперсных материалов с частицами размером от 0,2 до 5 мм и насыпной плотностью $\rho_m = 800\text{--}1200 \text{ кг/м}^3$ обычно принимают скорость газов в интервале 2-5 м/с. Принимаем скорость газов в барабане $w = 2,4 \text{ м/с}$. Плотность сушильного агента при средней температуре в барабане $t_{cp} = (300 + 100)/2 = 200 \text{ °С}$ практически соответствует плотности воздуха при этой температуре:

$$\rho_{cp} = \frac{M}{V_o} \cdot \frac{T_o}{T_o + t} = \frac{29 \cdot 273}{22,4 \cdot 473} = 0,747 \text{ кг/м}^3.$$

При этом $w \rho_{cp} = 2,4 \cdot 0,747 = 1,8 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$.

Частота вращения барабана обычно не превышает 5–8 об/мин; принимаем $n = 5 \text{ об/мин}$.

Оптимальное заполнение барабана высушиваемым материалом β для разных конструкций перевалочных устройств различно, принимаем $\beta = 12 \text{ %}$.

Объемный коэффициент массоотдачи равен:

$$\beta_v = 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{(w p_{cp})^{0,9} \cdot n^{0,7} \cdot \beta^{0,54} \cdot P_0}{c p_{cp} (P_0 - P)} =$$

$$= 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{1,8^{0,9} \cdot 5^{0,7} \cdot 12^{0,54} \cdot 10^5}{1 \cdot 0,747 \cdot (10^5 - 9271)} = 0,478 \text{ с}^{-1}.$$

Движущую силу массопередачи Δx_{cp} определим по уравнению

$$\Delta x_{cp} = \frac{\Delta x_{\delta} - \Delta x_{\text{м}}}{\ln(\Delta x_{\delta} / \Delta x_{\text{м}})} = \frac{\Delta P_{cp} M_{\epsilon}}{P_o v_o (T_o + t_o) / T_o}$$

Выразим движущую силу в кг/м³:

$$\Delta x_{cp} = \frac{5795 \cdot 18}{10^5 \cdot 22,4(273 + 200) / 273} = 0,0269 \text{ кг/м}^3.$$

Находим объем сушильного барабана, необходимый для проведения процесса испарения влаги, без учета объема аппарата, требуемого на прогрев влажного материала:

$$V_c = W / (\beta_v \Delta x_{cp}) = 0,310 / (0,478 \cdot 0,0269) = 24,1 \text{ м}^3.$$

Объем сушилки, необходимый для прогрева влажного материала принимаем 3,5 м³.

Тогда общий объем сушильного барабана

$$V = 24,1 + 3,5 = 27,6 \text{ м}^3.$$

По данным заводского каталога выбираем барабанную сушилку со следующими характеристиками: внутренний диаметр барабана $d=1,8$ м; длина барабана $l=12$ м; толщина стенок наружного цилиндра 12 мм; объем сушильного пространства $V=30,5$ м³; число ячеек 28 шт; частота вращения барабана 5 об/мин; потребляемая мощность двигателя 10,3 кВт; общая масса 24,7 т.

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
G_1 , т/ч	20	35	38	41	45	31	46	29	32	23
$T_{нач}$, °C	340	420	330	240	450	530	340	250	410	320
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
G_1 , т/ч	33,8	29,0	35,0	44,0	42,0	35,8	29,6	52,8	37,4	28,4
$T_{нач}$, °C	330	340	250	410	420	410	520	430	340	450
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
G_1 , т/ч	25,8	19,6	32,8	37,4	28,4	38,5	47,5	39,5	44,0	42,5
$T_{нач}$, °C	430	440	350	510	420	450	410	520	510	420

Расчет 15. Определить требуемую площадь поверхности охлаждения и расход воды в кристаллизаторе

В кристаллизаторе периодического действия с водяной рубашкой и мешалкой охлаждается 2 м³ насыщенного раствора $NaNO_3$ от температуры $t_{1н}=70^\circ\text{C}$ до температуры $t_{1к}=25^\circ\text{C}$. Начальная температура охлаждающей воды $t_{2н}=15^\circ\text{C}$, конечная температура $t_{2к}=20^\circ\text{C}$. Требуется определить расход охлаждающей воды G_B и время кристаллизации τ , если коэффициент теплопередачи $K=250$ Вт/(м²·град).

Решение. По кривой растворимости азотнокислого натрия концентрация насыщенного раствора $NaNO_3$ (в масс. долях) будет при 70°C $a_1=0,575$ и при 25°C $a_2=0,480$. Так как теплоемкость кристаллов $NaNO_3$ будет $c_{кр}=1,105$ кДж/(кг·град), то по правилу аддитивности определим теплоемкость исходного раствора c_1 :

$$c_1 = a_1 c_{кр} + (1 - a_1) c_B = 0,575 \cdot 1,105 + 0,425 \cdot 4,19 = 2,413 \text{ кДж/кг·град},$$

где c_B – теплоемкость воды, равная 4,19 кДж/(кг·град).

Теплота кристаллизации $q=254,1$ кДж/кг, плотность исходного раствора $\rho_1 = 1460$ кг/м³.

Из уравнения теплового баланса определим количество тепла Q , которое необходимо отнять из раствора при его кристаллизации

$$Q = V \rho_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к}) + G_{кр} q$$

Количество выпадающих кристаллов $G_{кр}$ можно определить из уравнения материального баланса по сухому веществу:

$$G_{кр} = \frac{a_1 - a_2}{1 - a_2} V \rho_1 = \frac{0,575 - 0,480}{1 - 0,480} \cdot 2 \cdot 1460 = 533,5 \text{ кг.}$$

Таким образом

$$Q = 2 \cdot 1460 \cdot 2,413 \cdot (70 - 25) + 533,5 \cdot 254,1 = 452760 \text{ кДж.}$$

Определим поверхность теплопередачи. Так как объем кристаллизующего раствора задан, а тип аппарата известен, то конструктивно принимаем его размеры, т.е. $D=1,4$ м и $H=1$ м.

При выбранных размерах теплопередающая поверхность аппарата

$$F = \pi D H + \pi \frac{D}{2} \cdot \frac{D \sqrt{2}}{2} = \pi \cdot 1,4 \left(1,0 + \frac{1,4}{4} \sqrt{2} \right) = 6,95 \text{ м}^2.$$

Приняв температуру воды, выходящей из рубашки в последний момент охлаждения, $t_{2к} = 20^\circ\text{C}$, определим

$$A = \frac{t - t_{2н}}{t - t_{2к}} = \frac{25 - 15}{25 - 20} = 2,0$$

Отсюда средняя разность температур

$$\begin{aligned} \Delta t_{cp} &= \frac{t_{1н} - t_{1к}}{2,3 \lg \frac{t_{1н} - t_{2н}}{t_{1к} - t_{2н}}} \cdot \frac{A - 1}{2,3 \lg A} = \\ &= \frac{70 - 25}{2,3 \lg \frac{70 - 15}{25 - 15}} \cdot \frac{2,0 - 1}{2,3 \cdot \lg 2,0} = 18,8^\circ\text{C} \end{aligned}$$

По найденным значениям F , A и Δt_{cp} определим время кристаллизации

$$\tau = \frac{Q}{KF \Delta t_{cp}} = \frac{452760 \cdot 10^3}{250 \cdot 6,95 \cdot 18,8} = 13860,7 \text{ с} \approx 4 \text{ ч}.$$

Из уравнения (31a) определим расход воды

$$G_B = \frac{KF}{c_2 \ln A} = \frac{250 \cdot 6,95}{4190 \cdot 2,3 \lg 2,0} = 0,598 \text{ кг/с},$$

где теплоемкость воды $c_2 = 4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$,

Общий расход воды за время кристаллизации

$$G_{об.в} = G_B \tau = 0,598 \cdot 13860,7 = 8288,7 \text{ кг}.$$

Варианты

Вар.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
V, м ³	2	3,5	3,8	4,1	4,5	3,1	4,6	2,9	3,2	2,3
K, Вт/(м ² ·град)	240	320	330	240	450	330	340	250	410	320
Вар.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
V, м ³	3,8	2,0	3,0	4,0	2,0	3,8	2,6	5,8	3,4	2,4
K, Вт/(м ² ·град)	330	340	250	410	420	410	520	430	340	450
Вар.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
V, м ³	5,8	1,6	3,8	3,4	2,4	3,5	4,5	3,5	4,0	4,5
K, Вт/(м ² ·град)	430	440	350	510	420	450	410	520	510	420

3.14. Примеры расчетов по лабораторным работам

Лабораторная работа №1. Определение коэффициента массопередачи процесса абсорбции

В абсорбере аммиак поглощается водой из воздуха. Высота насадки абсорбера 1,5 м, диаметр 0,1 м. Начальная концентрация аммиака 45% (объем). Конечная концентрация аммиака 0,4% (объем). Расход воздуха 12 дм³/с. В верхнюю часть абсорбера подается противотоком 0,5 дм³/с чистой воды. Температура газовой смеси 30 °С. Давление в абсорбере 1,7 атм. Удельная поверхность насадки 330 м²/м³. Построить график зависимости между расчетными величинами K_y и w .

Обработка экспериментальных данных. Находят плотность газовой смеси (воздуха) в нормальных условиях.

$$\rho_p = \rho_0 \frac{PT_0}{P_0T} = 1,29 \frac{226100 \cdot 273}{1,33 \cdot 10^5 \cdot 303} = 1,975 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый расход газа $G_T = V_T \cdot \rho_T = 0,012 \cdot 1,975 = 0,0237 \text{ кг/с}$.

Пересчет объемной доли У аммиака в относительную массовую долю.

$$y_H = \frac{17y_n}{29(1 - y_n)} = \frac{17 \cdot 0,45}{29 \cdot (1 - 0,45)} = 0,479 \text{ кг газ/кг аммиак.}$$

$$y_B = \frac{17y_e}{29(1 - y_e)} = \frac{17 \cdot 0,004}{29 \cdot (1 - 0,004)} = 0,00235 \text{ кг газ/кг аммиак.}$$

$$\text{Степень поглощения аммиака } \eta = \frac{y_n - y_e}{y_e} = 0,98 = 98\%.$$

Масса аммиака поглощенная в единицу времени

$$M = G_T(y_n - y_e) = 0,0237(0,479 - 0,00235) = 0,0112 \text{ кг/с.}$$

Массовые расходы абсорбента в единицу времени

$$L = V_{\text{воды}} \cdot \rho_{\text{воды}} = 0,0005 \cdot 1000 = 0,5 \text{ кг/с.}$$

Относительная массовая доля аммиака в абсорбенте

$$x_H = \frac{M}{L} = 0,0112/0,5 = 0,0224 \text{ кг аммиак/кг вода.}$$

Находят постоянные Генри

$$\lg \psi = 11,468 - \frac{1922}{T} = 11,468 - \frac{1922}{303} = 5,124. \quad \psi = 0,709.$$

Парциальное давление аммиака в нижней части абсорбера

$$p_H^* = \psi \cdot x_H = 0,709 \cdot 0,0224 = 0,011 \text{ Па.}$$

Относительная массовая доля аммиака в нижней части абсорбера в условиях равновесия.

$$Y_H^* = \frac{17}{29} \cdot \frac{p_H^*}{P - p_H^*} = 0,586 \cdot \frac{0,0158}{226100 - 0,011} = 2,59 \cdot 10^{-6}.$$

Движущая сила процесса абсорбций

$$\Delta Y_H = Y_H - Y_H^* = 0,479 - 2,59 \cdot 10^{-6} = 0,478 \text{ кг аммиак/кг воздух.}$$

$$\Delta Y_B = Y_B - Y_B^* = 0,00235 - 0 = 0,00235 \text{ кг аммиак/кг воздух.}$$

$$\text{Отсюда } \Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_H - \Delta Y_B}{2,3 \lg \frac{\Delta Y_H}{\Delta Y_B}} = 0,107 \text{ кг аммиак/кг воздух.}$$

Скорость газа в абсорбере

$$w = \frac{V_g}{0,785 \cdot D^2} = \frac{0,012}{0,785 \cdot 0,1^2} = 1,52 \text{ м/с.}$$

Поверхность массопередачи абсорбера

$$F = 0,785 \cdot D^2 H \sigma = 0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 1,5 \cdot 330 = 3,38 \text{ м}^2.$$

Коэффициент массопередачи

$$K_y = \frac{M}{F \Delta Y_{cp}} = 0,0112 / (3,38 \cdot 0,107) = 0,0269 \text{ кг/(м}^2 \text{с} \cdot \text{кг/кг)}.$$

Таким образом, по вариантам находим значения w_1 ; w_2 ; w_3 , также соответствующие коэффициенты массопередачи и построим график зависимости $K_y = f(w)$.

Экспериментальные данные

Вар №	$V_{\Gamma},$ дм ³ /с	$V_{\text{воды}},$ дм ³ /с	$Y_{\text{H}},$ об. %	$Y_{\text{B}},$ об. %	Вар №	$V_{\Gamma},$ дм ³ /с	$V_{\text{воды}},$ дм ³ /с	$Y_{\text{H}},$ об. %	$Y_{\text{B}},$ об. %
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	45; 15 1,5	4 0,4 0,04	32	0,6	16	40 11 1,1	3,5 0,35 0,035	45	0,7
2	40 20 2	4 0,4 0,04	40	0,5	17	20 12 1,2	5 0,5 0,05	45	0,4
3	70 27 2,7	6 0,6 0,06	25	0,3	18	40 5 0,5	3 0,3 0,03	35	0,55
4	30 30 3	6,5 0,65 0,065	20	0,2	19	30 6 0,6	5 0,5 0,05	40	0,5
5	60 40 4	7 0,7 0,07	18	0,15	20	25 8 0,8	4 0,4 0,04	40	0,5
6	85 45 4,5	2,5 0,25 0,025	35	0,3	21	85 65 6,5	7 0,7 0,07	45	0,6
7	60 50 5	3 0,3 0,03	30	0,2	22	70 70 7	7,5 0,75 0,075	50	0,5
8	75 55 5,5	3,5 0,35 0,035	30	0,8	23	19 9 0,9	4,5 0,45 0,045	30	0,5
9	85 65 6,5	7 0,7 0,07	45	0,6	24	30 10 1	3 0,3 0,03	35	0,55
10	70 70 7	7,5 0,75 0,075	50	0,5	25	21 11 1,1	3,5 0,35 0,035	35	0,6
11	19 9 0,9	4,5 0,45 0,045	30	0,5	26	60 40 7	7,5 0,75 0,075	45	0,55
12	30 10 1	3 0,3 0,03	35	0,55	27	39 9 0,9	3,5 0,35 0,035	35	0,50
13	21 11 1,1	3,5 0,35 0,035	35	0,6	28	40 30 1	3 0,3 0,03	35	0,25

Продолжение варианта

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
14	42	5	35	0,6	29	31	3,5	35	0,42
	12	0,5				11	0,35		
	1,2	0,05				1,1	0,035		
15	30	0,03	35	0,55	30	32	5	35	0,45
	10	0,3				12	0,5		
	1	3				1,2	0,05		

Лабораторная работа №2. Простая перегонка. Исследование процесса периодической дистилляции с дефлегмацией

Определить материального и теплового балансов процесса, а также количество дистиллята и кубового остатка при разделении смеси этиловый спирт – вода путем простой перегонки с дефлегмацией под давлением 760 мм рт.ст. Объем исходной смеси 1000 мл, состав исходной смеси 50 масс. %, состав дистиллята 75 масс. %, кубового остатка 5 масс. %, время процесса 30 минут, расход охлаждающей воды 4 кг/с, температура в кубе 90 °С, температура паровой фазы на выходе из дефлегматора 85 °С, температура охлаждающей воды на входе и выходе из рубашки дефлегматора 30 °С, 45 °С.

Обработка экспериментальных данных. На основании экспериментальных данных для разделяемой смеси этиловый спирт – вода на диаграмме $y(y^*) - x$ строятся равновесная линия $y^* = f(x)$ (по табл. 3.10.) и линия равных составов $y=x$ (рис.3.32).

Таблица 3.10.
Парожидкостное равновесие для системы
этиловый спирт – вода

х, моль. доли	у, моль. доли	t, °С	х, моль. доли	у, моль. доли	t, °С
0	0	100	0,3273	0,5826	81,5
0,019	0,17	95,5	0,3965	0,6122	80,7
0,0721	0,3891	89	0,5079	0,6564	79,8
0,0966	0,4375	86,7	0,5198	0,6599	79,7
0,1238	0,4704	85,3	0,5732	0,6841	79,3
0,1661	0,5089	84,1	0,6763	0,7385	78,74
0,2337	0,5445	82,7	0,7472	0,7815	78,41
0,2608	0,558	82,3	0,8943	0,8943	78,15

Значения концентраций x_W , x_D пересчитывают из массовых долей в мольные единицы и откладывают на оси абсцисс диаграммы $y(y^*)$ - x . Пересчет концентраций осуществляют по следующему выражению:

Исходная смесь

$$x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_{ЛЛК}}}{\frac{x}{M_{ЛЛЛ}} + \frac{(1-x)}{M_{ТЛК}}} = \frac{\frac{50}{42}}{\frac{50}{42} + \frac{(100-50)}{18}} = 0,3 \text{ кмоль. эт.спирт/кмоль см.}$$

Дистиллят

$$x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D}{M_{ЛЛК}}}{\frac{x}{M_{ЛЛЛ}} + \frac{(1-x)}{M_{ТЛК}}} = \frac{\frac{75}{42}}{\frac{75}{42} + \frac{(100-75)}{18}} = 0,56 \text{ кмоль.эт.спирт/кмоль см.}$$

Кубовой остаток

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_{ЛЛК}}}{\frac{x}{M_{ЛЛЛ}} + \frac{(1-x)}{M_{ТЛК}}} = \frac{\frac{5}{42}}{\frac{5}{42} + \frac{(100-5)}{18}} = 0,02 \text{ кмоль. эт.спирт/кмоль см.}$$

где $M_{ЛЛК}$, $M_{ТЛК}$ – молекулярные массы легко и труднолетучих компонентов, соответственно.

Находят среднюю молекулярную массу дистиллята

$$M_D = x_D M_{ЛЛК} + (1-x_D) M_{ТЛК} = 0,56 \cdot 42 + (1-0,56) \cdot 18 = 31,44 \text{ кг/кмоль.}$$

Определяют среднюю производительность дистилляту, кмоль/с:

$$V_D = \frac{V \cdot \rho_D}{\tau \cdot M_D} = \frac{2,5 \cdot 10^{-4} \cdot 730}{1800 \cdot 31,44} = 3,22 \cdot 10^{-6} \text{ кмоль/с.}$$

где 730 кг/м^3 - плотность этилового спирта при 85°C .

Рассчитываем тепловую нагрузку дефлегматора

$$Q_D = G_B c_B (t_4 - t_3) = 4 \cdot 4,18 \cdot (45 - 30) = 250,8 \text{ Вт,}$$

где c_B – теплоемкость воды, Дж/(кг·град); t_3, t_4 – средние за время опыта температуры воды на входе и выходе из дефлегматора, соответственно.

Находим расход паровой фазы G (моль/с) поступающей в дефлегматор.

$$G = Q_D / r^* + V_D = (250,8 / 40522) + 0,00322 = 0,01 \text{ моль/с,}$$

где r^* – мольная теплота парообразования. В нашем случае, вследствие близости мольных теплот испарения компонентов, в расчетах можно принять среднее значение $r^* = 40522 \text{ Дж/моль}$.

Находим долю пара, сконденсированного в дефлегматоре

$$\beta = 1 - V_D / G = 1 - 0,00322 / 0,01 = 0,678.$$

Рассчитываем количество кубового остатка. Для этого интервал изменения концентраций кубовой жидкости ($x_{W,H}$; $x_{W,K}$) разбиваем точками $x_0, x_1, \dots, x_n$ на ряд отрезков. Повторяя построения, показанные на рис. 3.32, определяем концентрации пара на выходе из дефлегматора y_ϕ^* и флегмы x_ϕ . Результаты сводим в табл. 3.11.

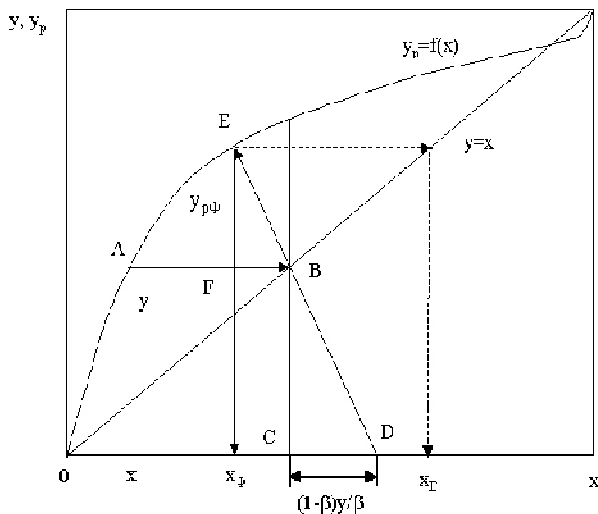


Рис 3.32. К расчету процесса дистилляции с дефлегмацией.

Находим $tg\alpha$ для $x_F = x_{Wn} = 0,3$

$$tg\alpha = \frac{(1-\beta) \cdot y}{\beta} = \frac{(1-0,678) \cdot 0,575}{0,678} = 0,475 \cdot 0,575 = 0,27;$$

отсюда $y_{F\Phi} = 0,53$ и $y_{F\Phi}^* = 0,665$.

Находим $tg\alpha$ для $y_I = 0,45$ и $x_I = 0,125$

$$tg\alpha = \frac{(1-\beta) \cdot y}{\beta} = 0,475 \cdot 0,45 = 0,21;$$

отсюда $x_{\Phi I} = 0,39$ и $y_{\Phi I}^* = 0,61$.

Находим $tg\alpha$ для $y_2 = 0,3$ и $x_2 = 0,04$

$$tg\alpha = \frac{(1-\beta) \cdot y}{\beta} = 0,475 \cdot 0,3 = 0,14;$$

отсюда $x_{\Phi 2} = 0,2$ и $y_{\Phi 2}^* = 0,525$.

Находим $\operatorname{tg} \alpha$ для $x_W = x_{WK} = 0,02$

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{(1 - \beta) \cdot y}{\beta} = 0,475 \cdot 0,175 = 0,08;$$

отсюда $y_{W\Phi} = 0,135$ и $y_W^* = 0,46$.

Таблица 3.11.

Результаты расчета

x	y_{Φ}^*	x_{Φ}	$\psi = 1 / (y_{\Phi}^* - x)$
0,3	0,665	0,53	2,74
0,125	0,61	0,39	2,06
0,04	0,525	0,2	2,06
0,02	0,46	0,135	2,27

Рассчитываем значение интеграла по методу трапеций:

$$I = \ln \frac{F}{W} = \int_{x_{WK}}^{x_{WT}} [dx / (y_{\Phi}^* - x)] \approx \sum_{i=1}^n 0,5(\psi_i + \psi_{i-1}) \cdot (x_i - x_{i-1}) =$$

$$= 0,5 \cdot 9,13 \cdot 0,115 = 0,525.$$

Находим количество кубового остатка

$$W = F / \exp(I) = \frac{0,049}{e^{0,525}} = \frac{0,049}{1,69} = 0,029 \text{ кмоль.}$$

$$F = G_{исх} / (x_{WH} M_{ДЛК} + (1 - x_{WH}) M_{ТЛК}) =$$

$$\frac{0,001 \cdot 900}{0,02 \cdot 42 + (1 - 0,02) \cdot 18} = 0,049 \text{ кмоль,}$$

где F – мольное количество исходной смеси, равное, $G_{исх}$ – масса исходной смеси, кг.

10. Количество дистиллята

$$D = F - W = 0,049 - 0,029 = 0,02 \text{ кмоль.}$$

Экспериментальные данные

Вар.№	Концентрация, масс. %			Время τ , с	Объем исх.раст V , мл	Расход воды GB , кг/с	Температура			
	в исх.раст, x_W	в дис- тил ляте, x_D	в кубе, x_W				t_1	t_2	t_3	t_4
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	48	75	3	1600	1100	4	90	65	30	40
2	40	75	5	1700	1300	4	85	70	30	40
3	53	75	6	900	1000	6	93	70	32	45
4	38	70	4	1800	800	3	80	75	37	43
5	43	80	3	1200	1500	5	91	78	32	43
6	35	85	5	1100	700	3	92	68	33	48
7	45	75	3	1300	1400	4	90	70	30	50
8	52	85	4	1800	850	3	80	75	35	41
9	50	80	6	1500	1200	4	88	73	33	46
10	52	77	4	1400	1500	7	95	75	30	50
11	45	77	5	1200	1000	4	92	65	30	40
12	38	80	3	1500	1000	4	87	70	30	40
13	47	78	4	1900	1300	6	90	70	32	45
14	42	79	2	800	1800	3	85	75	37	43
15	48	75	6	1250	500	5	81	78	32	43
16	43	80	7	1000	700	3	95	68	33	48
17	49	83	5	1600	400	4	92	70	30	50
18	47	75	5	1100	850	3	86	75	35	41
19	53	81	4	1200	1200	4	84	73	33	46
20	42	77	3	1900	1300	7	90	75	30	50
21	40	78	4	800	900	3	90	75	31	42
22	46	80	2	700	1000	4	85	73	35	41
23	53	75	4	1100	300	7	80	72	30	45
24	50	79	6	1800	800	3	87	77	35	47
25	48	79	3	1450	1500	4	91	75	33	48
26	51	80	5	1600	1700	3	85	78	33	43
27	49	81	2	1300	1400	5	82	60	34	48
28	42	75	7	1100	1850	2	96	75	35	47
29	50	86	4	1000	200	8	94	77	35	49
30	42	77	4	900	300	5	93	75	32	51

Лабораторная работа №3. Исследование процесса ректификации

В ректификационной колонне с тарелками, работающей при атмосферном давлении, происходит разделение 60 кг/ч бинарной смеси метанол-вода. Диаметр колонны 200 мм, расстояние между тарелками 0,3 м. Содержание низкокипящего компонента [% (масс.)]: в исходной смеси $x'_f=16,5$; в дистилляте $x'_D=99,5$; в кубовом остатке $x'_w=0,5$. Коэффициент избытка флегмы $\sigma=1,2$; коэффициент массопередачи в газовой фазе в колонне $K_y=0,004$ кмоль/м²с; рабочая площадь тарелки $S_T=0,063$ м².

Определить рабочую высоту и КПД ректификационной колонны.

Обработка экспериментальных данных. Пересчитаем составы фаз из массовых долей в мольные:

Исходная смесь

$$x_f = \frac{\frac{x'_f / M_y}{\frac{x'_f}{M_y} + \frac{100 - x'_f}{M_x}}}{\frac{16,5 / 32}{\frac{16,5}{32} + \frac{(100 - 16,5)}{18}}} = 0,1 \text{ кмоль. мет./кмоль см.}$$

Дистиллят

$$x_D = \frac{\frac{x'_D / M_y}{\frac{x'_D}{M_y} + \frac{100 - x'_D}{M_x}}}{\frac{99,5 / 32}{\frac{99,5}{32} + \frac{100 - 99,5}{18}}} = 0,99 \text{ кмоль. мет./кмоль см.}$$

Кубовой остаток

$$x_w = \frac{\frac{x'_w / M_y}{\frac{x'_w}{M_y} + \frac{100 - x'_w}{M_x}}}{\frac{0,5 / 32}{\frac{0,5}{32} + \frac{100 - 0,5}{18}}} = 0,0028 \text{ кмоль. мет./кмоль см.}$$

Средняя молекулярная масса

$$M_{cp} = M_y \cdot \frac{x'_f}{100} + M_x \cdot \left(1 - \frac{x'_f}{100}\right) =$$

$$32 \cdot \frac{16,5}{100} + 18 \cdot \left(1 - \frac{16,5}{100}\right) = 20,31 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

Материальный баланс

$$F = D + W;$$

$$W = \frac{F \cdot (x'_D - x'_f)}{x'_D - x'_w} = \frac{60 \cdot (99,5 - 16,5) / 100}{(99,5 - 0,5) / 100} = 50,3 \text{ кг/ч.}$$

$$D = F - W = 60 - 50,3 = 9,7 \text{ кг/ч.}$$

Переводим массовые расходы на мольную

$$G_f = \frac{F}{M_{cp}} = \frac{60}{20,31} = 2,95 \text{ кмоль/ч;}$$

$$G_D = \frac{D}{M_{cp}} = \frac{9,7}{20,31} = 0,477 \text{ кмоль/ч.}$$

Определяем y_f^* из равновесного графика $y_f^* = 0,415 \text{ кг/кг.}$

Определяем минимальное флегмовое число

$$R_{min} = \frac{x_D - y_f^*}{y_f^* - x_f} = \frac{0,99 - 0,415}{0,415 - 0,1} = 1,829.$$

Определяем действительное флегмовое число

$$R = \sigma \cdot R_{min} = 1,2 \cdot 1,829 = 2,19.$$

Определяем коэффициенты А и В

$$A = \frac{R}{R+1} = \frac{2,19}{3,19} = 0,68; \quad B = \frac{x_D}{R+1} = \frac{0,99}{3,19} = 0,31.$$

По графику (рис 3.33) находим числа теоретических тарелок $n_T = 7$.

Чтобы найти число действительных тарелок, определяем ЧЕП для тарелки из уравнений

$$e^{m_y} = e^{K_y \cdot S_T / G_f},$$

где $G_f = 2,95$ кмоль/ч = 0,0008 кмоль/с.

Отсюда

$$e^{m_y} = e^{0,004 \cdot 0,063 / 0,0008} = 1,37,$$

с другой стороны

$$e^{m_y} = \frac{y^* - y_c}{y^* - y_0} = \frac{AB}{AC} \quad \text{или} \quad AC = AB / e^{m_y},$$

Отсюда

$$AC = AB / 1,37.$$

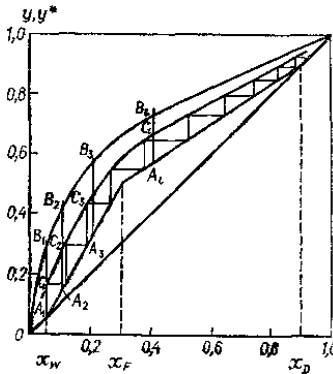


Рис 3.33. Кинетическая кривая

Таким образом, задаваясь по графику расстоянием точки $A_j B_j$ (мм), находим все точки $A_j C_j$.

Соединяя все точки построим кинетической кривой и находим действительное число тарелок.

Общее число действительных тарелок 9, с запасом берем $n_D = 10$. Тогда высоту тарельчатой части ректификационной колонны определим по формуле

$$H_T = (n_D - 1) \cdot h = 9 \cdot 0,3 = 2,7 \text{ м.}$$

где h – расстояние между тарелками.

Коэффициент полезных действий колонны

$$\eta = (n_m/n_d) \cdot 100 = (7/10) \cdot 100 = 70\%.$$

Экспериментальные данные для системы метанол-вода:

$$M_{CH_3OH} = 32, M_{H_2O} = 18.$$

Вар.№	F, кг/ч	x _f , масс%	x _D , масс%	x _w , масс%	φ	n
1	2	3	4	5	6	7
1	60	16,5	99,5	0,5	1,2	1,3
2	70	23,9	99	0,7	1,3	1,4
3	80	30,8	99	0,9	1,25	1,35
4	90	37,2	98,5	1,0	1,4	1,5
5	100	30	97	1,5	1,6	1,3
6	110	43,2	97,5	1,4	1,5	1,4
7	120	54,2	98	1,6	1,7	1,7
8	130	64	97	1,8	1,45	1,6
9	140	48,9	97,5	1,2	1,55	1,5
10	50	59,3	97	1,75	1,6	1,8
11	73	65	95	1,3	1,2	1,42
12	84	41	96,3	1,45	1,56	1,78
13	91	39	94,5	1,56	1,48	1,64
14	125	33	98,2	1,75	1,76	1,52
15	145	37	97,5	1,58	1,42	1,64

Экспериментальные данные для системы вода-уксусная кислота: $M_{H_2O} = 18, M_{CH_3COOH} = 60.$

Вар.№	F, кг/ч	x _f , масс%	x _D , масс%	x _w , масс%	φ	n
1	2	3	4	5	6	7
16	60	16,5	99,5	0,5	1,2	1,3
17	70	23,9	99	0,7	1,3	1,4
18	80	20,8	99	0,9	1,25	1,35
19	90	27,2	98,5	1,0	1,4	1,5
20	100	30	97	1,5	1,6	1,3
21	110	23,2	97,5	1,4	1,5	1,4
22	120	14,2	98	1,6	1,7	1,7
23	130	24	97	1,8	1,45	1,6
24	140	18,9	97,5	1,2	1,55	1,5
25	50	9,3	97	1,75	1,6	1,8

Продолжение варианта

1	2	3	4	5	6	7
26	73	15	95	1,3	1,2	1,42
27	84	11	96,3	1,45	1,56	1,78
28	91	19	94,5	1,56	1,48	1,64
29	125	13	98,2	1,75	1,76	1,52
30	145	17	97,5	1,58	1,42	1,64

Лабораторная работа №4. Работа экстракционной установки

В противоточном экстракторе экстрагируется ацетон из четыреххлористого углерода. Экстрагентом является вода.

Производительность экстрактора по исходной смеси $V_f=1,9$ см³/с; расход экстрагента $V_s=1,6$ см³/с; содержание ацетона в исходной смеси 0,04 кг/кг; концентрация ацетона в рафинате 0,012 кг/кг. Плотность CCl_4 $\rho_{A(CCl_4)}=1600$ кг/м³; ацетона $\rho_{B(ац)}=870$ кг/м³; плотность воды $\rho_{C(H_2O)}=1000$ кг/м³; высота экстрактора $H=850$ мм; объем $V=1,35 \cdot 10^{-3}$ м.

Определить объемного коэффициента массопередачи и ВЕП (высота единицы переноса), также построить график зависимости рабочей и равновесной линий.

Обработка экспериментальных данных. Массовый расход первичного растворителя (ацетон)

$$G_A = \frac{G_f}{1 + X_f} = \frac{V_f \cdot \rho_f}{1 + X_f}$$

где $\rho_f = \frac{\rho_A \rho_B (1 + X_f)}{\rho_B + \rho_A X_f}$. Тогда

$$G_A = \frac{G_f}{1 + X_f} = \frac{V_f \cdot \rho_f}{1 + X_f} = \frac{1,9 \cdot 1550}{1 + 0,04} = 0,0028 \text{ кг/с.}$$

Массовый расход вторичного растворителя (вода)

$$G_B = V_B \cdot \rho_B = 1,6 \cdot 1000 = 0,0016 \text{ кг/с.}$$

Относительная массовая доля вещества В в экстракте (находим из материального баланса) :

$$Y_E = \frac{G_A \cdot (X_f - X_R)}{G_c} = \frac{0,0028 \cdot (0,04 - 0,012)}{0,0016} = 0,049 \text{ кг/кг.}$$

где $Y_S = 0$.

Равновесная относительная массовая доля вещества В в экстракте:

В верхней части экстрактора

$$Y_B^* = Y_E^* = k \cdot X_f = 3,3 \cdot 0,04 = 0,132 \text{ кг/кг.}$$

В нижней части экстрактора

$$Y_H^* = Y_S^* = k \cdot X_R = 3,3 \cdot 0,012 = 0,0396 \text{ кг/кг.}$$

По этим данным построить график зависимости между равновесными и рабочими линиями.

Движущая сила процесса массопередачи.

В верхней части экстрактора

$$\Delta Y_B = Y_E^* - Y_E = 0,132 - 0,049 = 0,083 \text{ кг/кг.}$$

В нижней части экстрактора

$$\Delta Y_H = Y_S^* - Y_S = 0,0396 - 0 = 0,0396 \text{ кг/кг.}$$

Среднее значение движущей силы процесса массопередачи

$$\Delta Y_{CP} = \frac{\Delta Y_B - \Delta Y_H}{\ln \frac{\Delta Y_B}{\Delta Y_H}} = \frac{0,083 - 0,0396}{\ln \frac{0,083}{0,0396}} = 0,059 \text{ кг/кг.}$$

Объемный коэффициент массопередачи

$$K_{yV} = \frac{G_A \cdot (X_f - X_R)}{V \cdot \Delta V_{CP}} = \frac{0,0028 \cdot (0,04 - 0,012)}{0,00135 \cdot 0,059} = 0,98 \text{ кг}/(\text{м}^3 \text{с}(\text{кг}/\text{кг})).$$

Общее число единицы переноса по фазе экстракта

$$N_{Oy} = \frac{(Y_E - Y_S)}{\Delta V_{CP}} = \frac{0,049 - 0}{0,059} = 0,83.$$

Степень разделения ацетона, %

$$\eta = \frac{X_f - X_R}{X_f} 100 = \frac{0,04 - 0,012}{0,04} 100 = 70\%.$$

Высота единицы переноса (БЕП):

$$h_{oy} = \frac{H}{N_{oy}} = \frac{0,85}{0,83} = 1,02 \text{ м}.$$

Экспериментальные данные

Вар. №	V_f , см ³ /с	V_B , см ³ /с	X_f , кг/кг	X_R , кг/кг	Вар. №	V_f , см ³ /с	V_B , см ³ /с	X_f , кг/кг	X_R , кг/кг
1	1,5	1,0	0,04	0,01	16	1,8	1,8	1,05	0,01
2	1,8	1,6	0,05	0,007	17	1,2	1,9	0,04	0,007
3	1,7	1,5	0,04	0,008	18	1,5	1,8	0,03	0,006
4	1,0	1,8	0,05	0,002	19	1,7	2,0	0,05	0,01
5	1,2	1,6	0,05	0,004	20	1,4	1,6	0,04	0,035
6	1,1	1,7	0,04	0,005	21	1,3	1,7	0,03	0,05
7	1,3	1,4	0,03	0,006	22	1,6	2,5	0,04	0,06
8	2,0	1,2	0,05	0,02	23	1,58	1,3	0,05	0,08
9	1,4	1,4	0,04	0,01	24	1,6	1,8	0,03	0,07
10	1,6	1,8	0,04	0,009	25	1,4	1,4	0,04	0,09
11	1,8	2,0	0,03	0,002	26	1,5	1,4	0,02	0,07
12	1,9	1,4	0,04	0,012	27	1,3	1,7	0,03	0,04
13	1,4	2,0	0,05	0,008	28	1,7	1,6	0,04	0,04
14	1,1	1,4	0,04	0,01	29	1,8	2,0	0,06	0,07
15	1,4	1,2	0,04	0,015	30	1,9	1,8	0,05	0,08

Лабораторная работа №5. Изучение процесса адсорбции во взвешенном слое

Через адсорбер непрерывного действия диаметром 100 мм, проходит за 18 минут $0,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ влажный воздух. Влажность исходного воздуха поступающего в адсорбер $0,011 \text{ кг/кг}$, температура 20°C . В качестве адсорбента применяется силикагель (марка ШСМ). Насыпная плотность силикагеля $\rho_c = 770 \text{ кг/м}^3$. В адсорбере 5 тарелок, высота силикагеля в каждой тарелке $0,035 \text{ м}$. Время пребывания силикагеля в адсорбенте $\Theta = 5$ минут. Процесс проходит при температуре $T = 30^\circ\text{C}$ и при давлении 745 мм.рт.ст. . Парциальное давление паров воды в процессе 12 мм.рт.ст. . Объем воды полученная в результате десорбции 2 см^3 . Расход силикагеля через расходомерной трубки 5 см^3 . Изотерма адсорбции водяного пара силикагеля ШСМ при температуре 20°C приведена в табл. 3.12.

Определить объемный коэффициент массопередачи процесса.

Таблица 3.12.

Изотерма адсорбции водяного пара
силикагеля ШСМ при температуре 20°C

$X \cdot 10^3$, кг водяного пара на 1 кг сухого воздуха	$\phi = p/p_{\text{нас}}$	P, кПА	$Z^* \cdot 10^2$, кг воды на 1 кг силикагеля
0	0	0	0
1,87	0,13	0,30	3
3,75	0,26	0,61	6
5,64	0,39	0,91	9
7,55	0,52	1,22	12
9,45	0,65	1,52	15
11,3	0,71	1,76	18

Обработка экспериментальных данных. Количество воды, перешедшей из воздуха в силикагель, (кг/с).

$$M = \frac{V_{\text{вод}} \rho_{\text{вод}}}{\tau} = \frac{2 \cdot 10^{-6} \cdot 1000}{0,3} = 0,0066 \text{ кг/с.}$$

По заданному объемному расходу влажного воздуха определяют массовый расход сухого воздуха, кг/с.

$$(P - P_{\text{II}}) \cdot V_{\text{возд}} = \frac{G}{M_{\text{возд}}} \cdot RT \cdot$$

Отсюда

$$G = \frac{(99308,5 - 1599,6) \cdot 0,6 \cdot 29}{8310 \cdot 303} = 0,675 \text{ кг/с.}$$

Рассчитывают влагосодержание воздуха на выходе из аппарата.

$$X_B = X_H - \frac{M}{G} = 0,011 - \frac{0,0066}{0,675} = 0,0013 \text{ кг/кг.}$$

Равновесное значение влагосодержания воздуха на выходе из адсорбера.

$$X_B^* = 0,85 \cdot X_B = 0,85 \cdot 0,0013 = 0,0011 \text{ кг/кг.}$$

Степень поглощения паров воды силикагелем.

$$\eta = (X_H - X_B) / X_H = (0,011 - 0,0013) / 0,011 = 0,9 \text{ кг/кг.}$$

Движущая сила процесса адсорбции на выходе из адсорбера.

$$\Delta X_B = X_B - X_B^* = 0,0013 - 0,0011 = 0,0002 \text{ кг/кг.}$$

Расход силикагеля, кг/с.

$$L = \frac{V_S \cdot P_S}{\Theta} = \frac{5 \cdot 10^{-6} \cdot 770}{0,083} = 0,046 \text{ кг/с.}$$

Концентрация воды в силикагеле на входе в адсорбер

$$Z_B = 15,95 \cdot X_B^* = 15,95 \cdot 0,0011 = 0,0175 \text{ кг/кг.}$$

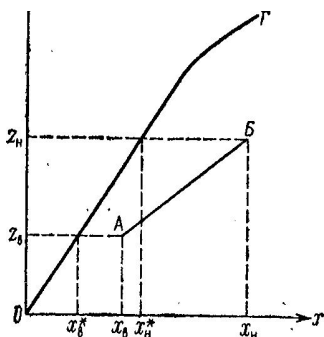
где 15,95 – коэффициент Генри.

Из материального баланса находят содержание воды в силикагеле на выходе из адсорбера.

$$Z_H = \frac{M}{L} + Z_B = \frac{0,0066}{0,046} + 0,0175 = 0,1609 \text{ кг/кг.}$$

По графику определив рабочую линию АБ (рис.3.34), находят движущие силы процесса ΔX_H и ΔX_B .

Рассчитывают среднюю движущую силу процесса массопередачи.



$$\begin{aligned} \Delta X_{CP} &= \frac{\Delta X_H - \Delta X_B}{2,3 \lg \frac{\Delta X_H}{\Delta X_B}} = \\ &= \frac{0,0009 - 0,0002}{\ln \frac{0,0009}{0,0002}} = \\ &= 0,00046 \text{ кг/кг.} \end{aligned}$$

Рис. 3.34. Изотерма адсорбций и рабочая линия

Объем силикагеля в адсорбционной колонне:

$$V_c = 0,785 D^2 n h = 0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 5 \cdot 0,035 = 1,373 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3.$$

Определяют объемный коэффициент массопередачи.

$$K_V = \frac{M}{V_c \Delta X_{CP}} \frac{0,0066}{1,373 \cdot 10^{-3} \cdot 0,00046} = 98507 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{с}} \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Экспериментальные данные

Вар.№	T, °C	V _{вл.возд} , м ³ /ч.	τ _{вл.возд} , час.	Θ, час.	X _H , кг/кг	P _П , мм.рт.ст.
1	30	0,5	0,5	0,0834	0,011	12
2	30	0,6	0,5	0,0834	0,011	12
3	30	0,4	0,5	0,0834	0,011	12
4	30	0,5	0,4	0,0834	0,011	12
5	30	0,6	0,4	0,0834	0,011	12
6	30	0,6	0,3	0,0834	0,011	12
7	30	0,6	0,6	0,0834	0,011	12
8	30	0,5	0,7	0,0834	0,011	12
9	30	0,5	0,8	0,0834	0,011	12
10	30	0,5	0,9	0,0834	0,011	12
11	30	0,5	1,0	0,0834	0,011	12
12	35	0,5	0,5	0,0834	0,008	9
13	35	0,5	1,0	0,0834	0,008	9
14	35	0,5	1,5	0,0834	0,008	9
15	35	0,5	0,5	0,05	0,008	9
16	35	0,5	0,7	0,05	0,008	9
17	30	0,5	0,5	0,05	0,011	12
18	30	0,5	0,5	0,1	0,011	12
19	30	0,5	1,5	0,1	0,011	12
20	30	0,5	0,5	0,033	0,011	12
21	30	0,5	0,5	0,0734	0,09	10
22	30	0,6	0,5	0,0634	0,09	10
23	30	0,5	0,5	0,0734	0,09	10
24	30	0,6	0,5	0,0634	0,09	10
25	30	0,5	0,5	0,0934	0,01	10
26	30	0,6	0,5	0,0634	0,01	10
27	30	0,5	0,5	0,0834	0,01	10
28	30	0,6	0,5	0,0534	0,01	10
29	30	0,5	0,5	0,0734	0,01	10
30	30	0,6	0,5	0,0934	0,01	10

Лабораторная работа №6. Испытание барабанной сушилки

Определить КПД сушики материала в барабанной сушилке при следующих условиях; объем сушилки $0,049 \text{ м}^3$, производительность 8 кг/ч высушенного продукта, влажность материала перед сушкой 50% , влажность материала после сушики 3% , расход продуваемого сухого воздуха $220 \text{ м}^3/\text{ч}$, его начальная температура $160 \text{ }^\circ\text{C}$, а после сушилки $50 \text{ }^\circ\text{C}$, соответственно показатели мокрых термометров $30 \text{ }^\circ\text{C}$ и $15 \text{ }^\circ\text{C}$. Температура материала при входе $20 \text{ }^\circ\text{C}$, а на выходе из сушилки $40 \text{ }^\circ\text{C}$.

Основные показатели процесса сушики следующие: барометрическое давление 760 мм.рт.ст. , насыпная плотность влажного материала $2,5 \text{ г/см}^3$, насыпная плотность высушенного материала $0,8 \text{ г/см}^3$, продолжительность пребывания материала в сушилке 6 часов, Теплотворная способность топочного газа (для нагрева воздуха) $25,7 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$, плотность $1,2 \text{ кг/м}^3$, расход $1,9 \text{ м}^3/\text{с}$, универсальная газовая постоянная 287 Дж/кг .

Обработка экспериментальных данных. Количество влаги, выпаренной в сушилке в единицу времени:

$$W = G_I \left(I - \frac{100 - I_1}{100 - I_2} \right) = 8,0 \cdot \left(1 - \frac{100 - 50}{100 - 3,0} \right) = 3,92 \text{ кг/ч.}$$

Количество материала, высушенного в единицу времени:

$$G_2 = G_I - W = 8,0 - 3,92 = 4,08 \text{ кг/ч.}$$

Парциальное давление сушильного воздуха, Па

$$P_{\Gamma}^{\text{II}} = \frac{20 \cdot 101325}{760} = 2666,447 \text{ Па.}$$

Удельный объем сушильного воздуха, $\text{м}^3/\text{кг}$.

$$V_M = \frac{R_{\Gamma} \cdot T}{P - P_{\Gamma}^{\text{II}}} = \frac{287 \cdot (273 + 40)}{101325 - 2666,447} = 0,9105 \text{ м}^3/\text{кг.}$$

Количество газов (сухих), уходящих из сушилки в единицу времени:

$$L = V_c / V_m = 220 / 0,9105 = 241,6 \text{ кг/ч.}$$

Количество водяных паров, уходящих из сушилки в единицу времени (кг/ч):

$$W_2 = L \cdot X_2 = 241,6 \cdot 0,02 = 4,832 \text{ кг/ч.}$$

Влагосодержание газов (кг влаги на 1 кг сухого газа), поступающих в сушилку

$$X_1 = W_1 / L = 0,912 / 241,6 = 0,00377 \text{ кг/кг,}$$

где

$$W_1 = W_2 - W = 4,832 - 3,92 = 0,912 \text{ кг/ч.}$$

Удельный расход газов

$$l = \frac{1}{X_2 - X_1} = \frac{1}{0,02 - 0,00377} = 61,61 \text{ кг/кг.}$$

Удельный расход теплоты

$$q = \frac{I_1 - I_0}{X_2 - X_1} = \frac{170000 - 40000}{0,02 - 0,00377} = 8 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг.}$$

Напряжение сушилки по испаряемой влаге, кг/м³с:

$$A = W / V_{\text{бар}} = 3,92 / 0,049 = 80 \text{ кг/м}^3\text{с.}$$

Полезное тепло

$$Q_{\text{пол}} = W \cdot q = 3,92 \cdot 8 \cdot 10^6 = 31360000 \text{ Дж,}$$

или

$$31360000 / 3600 = 8711,11 \text{ Вт.}$$

Средняя движущая сила

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)}{2,3 \lg \frac{(t_1 - \theta_1)}{(t_2 - \theta_2)}} = \frac{(160 - 20) - (50 - 40)}{\ln \frac{(160 - 20)}{(50 - 40)}} = 49,26^\circ\text{C}.$$

Объемный коэффициент теплопередачи

$$K_V = \frac{Q_{пол}}{V_{бар} \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{8711,11}{0,049 \cdot (273 + 49,26)} = 551,6 \text{ Вт/м}^3\text{К}.$$

Коэффициент заполнения сушилки

$$\beta = \frac{\tau \cdot V_{ск} \cdot 100}{V_{бар}} = \frac{6 \cdot 4,8 \cdot 10^{-3} \cdot 100}{0,049} = 58,76\%$$

где

$$V_{ск} = G_1 / \rho_H = \frac{G_1}{(\rho_{H_1} + \rho_{H_2}) / 2} = \frac{8,0}{(2500 + 800) / 2} = \frac{8,0}{1650} = 4,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{ч}.$$

Тепловой КПД установки

$$\eta = \frac{Q_{пол}}{Q^p \cdot V_{ж.г} \cdot \rho_{ж.г}} = \frac{31360000}{25,7 \cdot 10^6 \cdot 1,9 \cdot 1,2} \cdot 100 = 53,51\%.$$

Экспериментальные данные

Вар.№	И ₁ , %	И ₂ , %	G ₁ , кг/ч	V _г , м ³ /ч	t ₁ , °C	t ₂ , °C	Θ ₁ , °C	Θ ₂ , °C
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	50	3,0	1,6	40	190	40	20	30
2	30	3,0	2,0	40	190	45	20	30
3	25	3,0	2,5	40	140	40	20	35
4	40	3,5	4,0	80	190	45	20	30
5	45	3,0	6,0	120	180	40	20	35
6	50	4,0	2,5	60	170	35	20	30

Продолжение варианта

1	2	3	4	5	6	7	8	9
7	50	3,0	8,0	220	160	50	20	40
8	40	3,5	4,0	100	180	55	20	40
9	50	3,0	5,0	240	170	60	20	45
10	50	4,0	2,5	80	180	50	20	40
11	30	3,0	12	320	150	40	20	35
12	35	3,2	6	210	170	55	20	35
13	45	4,0	3,5	90	180	50	30	40
14	55	4,5	12	370	160	40	25	35
15	50	3,0	14	370	170	35	20	30
16	40	2,0	2,5	80	150	40	25	35
17	45	2,5	5,0	150	170	45	25	35
18	50	3,0	15	350	140	35	20	30
19	45	3,0	20	350	130	35	20	30
20	40	3,5	30	600	150	40	20	25
21	35	3,0	6,0	220	180	35	20	35
22	40	4,0	2,5	160	170	35	20	30
23	30	3,0	4,0	220	160	50	20	40
24	40	2,5	4,0	300	180	55	20	40
25	50	4,0	3,0	240	170	60	20	45
26	50	3,0	2,5	125	180	50	20	40
27	30	3,0	8,0	220	150	40	20	35
28	35	3,2	12	310	170	55	20	35
29	35	4,0	7,5	190	180	50	30	40
30	45	3,5	12	270	160	40	25	35

Лабораторная работа №7. Исследование процесса кристаллизации

В кристаллизаторе периодического действия с змеевиком охлаждается 20 кг насыщенного раствора NaNO_3 от температуры 90°C до температуры 40°C . Концентрация раствора: исходного раствора 0,576 кг/кг воды, маточного 0,511 кг/кг воды. Начальная температура охлаждающей воды 15°C , конечная температура 20°C . Коэффициент теплопередачи $K=100$ Вт/(м² · град). время кристаллизации 1 час.

Рассчитать материальный и тепловой баланс и определить требуемую площадь поверхности охлаждения в кристаллизаторе.

Обработка экспериментальных данных. Материальный баланс по всему продукту

$$G_{\text{PAC}} = G_{\text{KP}} + G_{\text{MAT}}$$

По безводному веществу

$$G_{\text{PAC}} \cdot b_1 = G_{\text{KP}} \cdot K_m + G_{\text{MAT}} \cdot b_2,$$

здесь $K_m = \frac{M}{M_{\text{гид}}} = 1$, где $M = 85$ – мольная масса соли, кг/моль;

$M_{\text{гид}} = 85$ – так как NaNO_3 кристаллизуется в безводной форме.

Из уравнений материального баланса определяют выход кристаллов

$$G_{\text{KP}} = \frac{G_{\text{PAC}} \cdot (b_1 - b_2)}{K_m - b_2} = \frac{20 \cdot (0,576 - 0,511)}{1 - 0,53} = 2,765 \text{ кг.}$$

$$G_{\text{MAT}} = G_{\text{PAC}} - G_{\text{KP}} = 20 - 2,765 = 19,72 \text{ кг.}$$

Тепловой баланс.

$$G_{\text{PAC}} \cdot c_1 \cdot t_1 + G_{\text{KP}} \cdot q_{\text{KP}} = G_{\text{MAT}} \cdot c_2 \cdot t_2 + G_{\text{KP}} \cdot c_{\text{KP}} \cdot t_2 + Q_{\text{охл}} + Q_{\text{пот}}$$

Отсюда

$$Q_{Oxл} = 20 \cdot 2,47 \cdot 10^3 \cdot 90 + 2,765 \cdot \left(\frac{21000 \cdot 10^3}{85} \right) -$$

$$-19,72 \cdot 2662 \cdot 40 - 2,765 \cdot 2662 \cdot 40 - 1,05 =$$

$$= 4446000 + 683117,647 - 2099785,6 - 294417,2 - 1,05 = 273,5 \cdot 10^4 \text{ Вт}$$

Расчёт поверхности аппарата.

$$F = \frac{Q_{Oxл}}{K \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau} = \frac{273,5 \cdot 10^4}{100 \cdot 36,2 \cdot 3600} = 0,21 \text{ м}^2.$$

где

$$\Delta t_{cp} = \frac{(90 - 20) - (40 - 15)}{2,31 \lg \frac{90 - 20}{40 - 15}} = 36,2 \text{ °C} = 36,2 \text{ К}$$

Экспериментальные данные

Вар.№	Температура раствора, °С		Расход (масс) исходного раствора	Вар.№	Температура раствора, °С		Расход (масс) исходного раствора
	исходного	в кристаллизаторе	G _{раст} , кг		исходного	в кристаллизаторе	G _{раст} , кг
1	85	40	30	16	90	32	20
2	95	42	25	17	92	40	25
3	80	40	10	18	80	37	20
4	85	43	20	19	95	30	50
5	90	45	40	20	90	40	30
6	87	34	50	21	85	42	25
7	78	30	20	22	87	40	10
8	90	34	50	23	90	43	20
9	92	20	30	24	85	45	40
10	80	30	30	25	95	34	30
11	95	32	35	26	80	30	35
12	90	32	25	27	85	34	25
13	85	40	20	28	90	20	20
14	87	37	25	29	87	30	50
15	90	30	20	30	78	32	30

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица П.1.

Соотношение между единицами измерения

Величины. Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными	Величины. Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
1	2	3	4
Длина, м	$1 \text{ мкм} = 10^{-6} \text{ м}$ $1 \text{ А}^\circ = 10^{-10} \text{ м}$ $1 \text{ ft} = 0,3048 \text{ м}$ $1 \text{ in} = 25,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$	Плотность, кг/м^3	$1 \text{ т/м}^3 = 1 \text{ кг/дм}^3 = 1 \text{ г/см}^3 = 10^3 \text{ кг/м}^3$ $1 \text{ кгс} \cdot \text{с}^2/\text{м}^4 = 9,81 \text{ кг/м}^3$ $1 \text{ lb/ft}^3 = 16,02 \text{ кг/м}^3$ $1 \text{ lb/in}^3 = 27,68 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$
Масса, кг	$1 \text{ т} = 1000 \text{ кг}$ $1 \text{ ц} = 100 \text{ кг}$ $1 \text{ lb} = 0,454 \text{ кг}$	Плотность теплового потока, Вт/м^2	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) = 1,163 \text{ Вт/м}^2$
Температура, К	$t^\circ\text{C} = (t + 273,15)^\circ\text{K}$ $t^\circ\text{F} = [5/9(t - 32) + 273,15]^\circ\text{K}$	Площадь, м^2	$1 \text{ ft}^2 = 0,0929 \text{ м}^2$ $1 \text{ in}^2 = 6,451 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$
Вязкости коэффициент, Па·с динамический	$1 \text{ П} = 1 \text{ дин} \cdot \text{с}/\text{см}^2 = 0,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ сП} = 1/9810 \text{ кгс} \cdot \text{с}/\text{м}^2 = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{s}/\text{ft}^2 = 47,88 \text{ Па} \cdot \text{с}$	Работа, энергия, количество теплоты, Дж	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} = 9,81 \text{ Дж}$ $1 \text{ эрг} = 10^{-7} \text{ Дж}$ $1 \text{ кВт} \cdot \text{ч} = 3,6 \cdot 10^6 \text{ Дж}$ $1 \text{ ккал} = 4,1868 \cdot 10^3 \text{ Дж}$ $1 \text{ BTU} = 1055,1 \text{ Дж}$
Вес (сила тяжести), Н	$1 \text{ кгс} = 9,81 \text{ Н}$ $1 \text{ дин} = 10^{-5} \text{ Н}$ $1 \text{ стен} = 10^3 \text{ Н}$	Расход массовый, кг/с	$1 \text{ lb/s} = 0,454 \text{ кг/с}$ $1 \text{ lb/h} = 1,26 \cdot 10^{-4} \text{ кг/с}$
Мощность, Вт	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м}/\text{с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ эрг}/\text{с} = 10^{-7} \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал}/\text{ч} = 1,163 \text{ Вт}$	Расход объемный, $\text{м}^3/\text{с}$	$1 \text{ л}/\text{мин} = 16,67 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$ $1 \text{ ft}^3/\text{s} = 28,3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ $1 \text{ in}^3/\text{s} = 16,4 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$
Скорость угловая, рад/с	$1 \text{ об}/\text{мин} = \pi/30 \text{ рад/с}$ $1 \text{ об}/\text{с} = 2 \pi \text{ рад/с}$	Скорость линейная, м/с	$1 \text{ ft/s} = 0,3048 \text{ м/с}$
Объем, м^3	$1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3 = 1 \text{ дм}^3$ $1 \text{ ft}^3 = 28,3 \text{ дм}^3 = 2,83 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3$ $1 \text{ in}^3 = 16,387 \text{ см}^3 = 16,39 \cdot 10^{-10} \text{ м}^3$	Теплоемкость удельная массовая, Дж/(кг·К)	$1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}) = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ $1 \text{ эрг}/(\text{г} \cdot \text{K}) = 10^{-4} \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ $1 \text{ BTU}/(\text{lb} \cdot \text{degF}) = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$

Продолжение таблицы П.1

1	2	3	4
Вязкости коэффициент кинематический, м ² /с	1 С _Т = 1 см ² /с = 10 ⁻⁴ м ² /с 1 ft ² /s = 0,093 м ² /с 1 ft ² /h = 25,81 м ² /с	Теплоотдачи коэффициент, теплопередачи коэффициент, Вт/(м ² ·К)	1 ккал/(м ² ·ч·0С) = 1,163 Вт/(м ² ·К) 1 BTU/(ft ² /h ·deg F) = 5,6 Вт/(м ² ·К)
Натяжение поверхностное, Н/м	1 кгс/м = 9,81 Дж/м ² 1 эрг/см ² = 1 дин/см = 10 ⁻³ Дж/м ² = 10 ⁻³ Н/м	Теплопроводности коэффициент, Вт/(м·К)	1 ккал/(м·ч·°С) = 1,163 Вт/(м·К) 1 BTU/(ft·h·degF) = 1,73 Вт/(м·К)
Диффузии коэффициент, м ² /с	1 ft ² /s = 0,0929 м ² /с	Теплота удельная, Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Объем удельный, м ³ /кг	1 м ³ /т = 10 ⁻³ м ³ /кг 1 дм ³ /кг = 1 см ³ /г = 10 ⁻³ м ³ /кг	Ускорение линейное, м/с ²	1 in/s ² = 25,4 · 10 ⁻³ м/с ² 1 ft/s ² = 0,3048 м/с ²
Частота, Гц	1 Гц = 1 с ⁻¹ 1 об/с = 1 Гц 1 об/мин = 1/60 Гц	Энтальпия удельная, Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Энтропия удельная, Дж/(кг·К)	1 ккал/(кг·°С) = 4,19 кДж/(кг·К) 1 BTU/(lb·degF) = 4,19 кДж/(кг·К)	Угол плоский, рад	1° = (π/180) рад 1' = (π/10800) рад 1 оборот = 2 π рад = 6,28 рад
Давление, Па	1 бар = 10 ⁵ Па 1 мбар = 100 Па 1 дин/см ² = 1 мкбар = 0,1 Па: 1 кгс/см ² = 1 ат = 9,81 · 10 ⁴ Па = 735 мм рт. ст.	Давление, Па	1 кгс/м ² = 9,81 Па 1 мм вод.ст. = 9,81 Па 1 мм рт.ст. = 133,3 Па 1 lbf/in ² = 6894,76 Па 1 lbf/ft ² = 47,88 Па

Таблица П.2.
Относительная влажность воздуха ($\phi, \%$)

Температура воздуха, °C	Психрометрическая разность ($t-t_m$)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	88	76	65	54	44	34	24	14	5	-
11	88	77	66	56	46	36	26	17	8	-
12	89	78	68	57	48	38	29	20	11	-
13	89	79	69	59	49	40	31	23	14	6
14	89	79	70	60	51	42	34	25	17	9
15	90	80	71	61	52	44	36	27	20	12
16	60	81	71	62	54	46	37	30	22	15
17	90	81	72	64	55	47	39	32	24	17
18	91	82	73	65	56	49	41	34	27	20
19	91	82	74	65	58	50	43	35	29	22
20	91	83	74	66	59	51	44	37	30	24
21	91	83	75	67	60	52	46	39	32	26
22	92	83	76	68	61	54	47	40	34	28
23	92	84	76	69	61	55	48	42	36	30
24	92	84	77	69	62	56	49	43	37	31
25	92	84	77	70	63	57	50	44	38	33
30	93	86	79	73	67	61	55	50	44	39

Таблица П.3.
Физические свойства сухого воздуха при
атмосферном давлении

Температура $t, ^\circ\text{C}$	Плотность $\rho, \text{кг/м}^3$	Удельная теплоем- кость, c_p $\text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	Коэффициент теплопровод- ности, $\lambda \cdot 10^2$ $\text{Вт/(м}\cdot\text{K)}$	Динамичес- кая вязкость, $\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	Кинемати- ческая вязкость, $\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Критерий Прандтля, Pr
0	1,293	1,005	2,44	17,17	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	17,66	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	18,15	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	18,64	16,00	0,701
50	1,093	1,005	2,83	19,62	17,95	0,698
70	1,029	1,009	2,96	20,60	20,02	0,694
90	0,972	1,009	3,13	21,48	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	21,88	23,13	0,688
130	0,898	1,009	3,34	22,86	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	23,74	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	24,52	30,0	0,682

Таблица П.4.
Свойства насыщенного водяного пара в зависимости
от давления

Давление (абсолютная), МПа	Темпе- ратура $t, ^\circ\text{C}$	Удельный объем, $\text{м}^3/\text{кг}$	Плот- ность, $\text{г}/\text{м}^3$	Удельная эн- тальпия, $\text{кДж}/\text{кг}$		Удельная теплота парообразов- ания r , $\text{кДж}/\text{кг}$
				жидкость	пар	
1	2	3	4	5	6	7
0,001	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,010	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,030	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,050	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,070	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,080	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,10	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
0,20	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
0,30	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
0,40	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
0,50	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
0,60	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
0,70	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
0,80	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
0,90	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
1,0	179,0	0,1985	5,037	759,6	1784	2024
1,2	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
1,4	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
1,6	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
1,8	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
2,0	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
3,0	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
4,0	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
5,0	262,7	0,04007	24,96	1143	2680	1637
6,0	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1566
7,0	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
8,0	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
9,0	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1360
10,0	309,5	0,01815	65,11	1377	2684	1306

Продолжение таблицы П.4

12,0	323,1	0,01437	69,60	1455	2638	1183
14,0	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
16,0	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
18,0	355,4	0,00782	128,0	1684	2482	799
20,0	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
22,5	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица П.5.

Физические свойства воды (на линии насыщения)

Пересчет в СИ: 1 кгс/см² = 9,8·10⁴ Па.

P, кгс/см ²	t, °C	ρ, кг/м ³	i, кДж/ кг	c, кДж/ кг·K	λ·10 ² , Вт/ м·K	α·10 ⁷ , м ² /с	μ·10 ⁶ , Па·с	ν·10 ⁶ , м ² ·с	β·10 ⁴ , K ⁻¹	σ·10 ⁴ , кг/с ²	Pr
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	1,79	0,63	756	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	1,31	0,70	762	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,556	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,0	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,5	589	1,75
1,46	ПО	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,0	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,6	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212	0,226	9,2	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,7	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	Ы7
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

Таблица П.6.
Динамические коэффициенты вязкости глицерина

Темпе- ратура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с	Темпе- ратура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с	Темпе- ратура °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с
0	12 100	40	330	100	13
5	7 050	50	180	120	5,2
10	3 950	60	102	140	1,8
15	2 350	70	59	160	1,0
20	1 480	80	35	180	0,45
30	600	90	21	200	0,22

Таблица П.7.
Динамические коэффициенты вязкости воды

Темпе- ратура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с	Темпе- ратура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с	Темпе- ратура °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,395?
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202

Продолжение таблицы П.7.

Темпе- ратура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с	Темпе- ратура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с	Темпе- ратура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899

Таблица П.8.

Плотность жидких веществ и водных
растворов в зависимости от температуры

Вещество	Плотность, кг/м³							
	-20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100°С	120°С
Азотная кислота, 100 %	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
» » 50 %	—	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аммиачная вода, 25 %	—	918	907	897	887	876	866	856
Анилин	—	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	—	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	—	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин, 50 %	—	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Дихлорэтан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Диэтиловый эфир	758	736	714	689	666	640	611	576
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Кальций хлористый, 25 %	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
л-Ксилол	—	882	865	847	831	796	796	77
Метиловый спирт, 100 %	828	810	792	774	756	736	714	—
» » 40 %	—	946	935	924	913	902	891	880
Муравьиная кислота	—	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Натр едкий, 50 % раствор	—	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
» » 20 % »	—	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
» > 10 % »	—	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Натрий хлористый, 20 % р-р	—	1157	1148	1189	ИЗО	1120	1110	1100
Нитробензол	—	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103

Продолжение таблицы П.8.

Вещество	Плотность, кг/м ³							
	-20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100°С	120°С
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум, 20 %	—	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Пропиловый спирт	—	819	804	788	770	752	733	711
Серная кислота, 98 %	—	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
» » 92 %	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
» » > 75 %	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
» » 60 %	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота, 30 %	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота, 100 %	—	1072	1048	1027	1004	981	958	922
» » 50 %	—	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол (расплавленный)	—	—	1075	1058	1040	102°2	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт, 100 %	823	806	789	772	754	735	716	693

Таблица П.9.

Вязкость некоторых жидкостей при различной температуре

Вещество	$\eta \cdot 10^3$ (Н·с/м ²) при температуре, °С							
	0	10	20	25	30	40	50	60
Аллиловый спирт	2,145	1,703	1,363	1,200	1,070	0,914	0,767	0,657
Анилин	10,20	6,46	4,40	3,75	3,20	2,35	1,821	1,52
Ацетон	0,397	0,361	0,325	0,309	0,296	0,271	0,249	0,228
Ацетонитрил	0,442	0,396	0,357	0,340	0,325	—	—	—
Ацетофенон	—	2,30	1,84	1,67	1,51	1,38	1,24	—
Бензиловый спирт	—	—	5,80	5,054	4,320	3,288	2,574	—
Бензол	0,910	0,755	0,652	0,600	0,559	0,503	0,436	0,389
Бромбензол	1,520	1,310	1,130	1,060	0,990	0,890	0,790	0,720
Бутиловый спирт	5,19	3,87	2,95	—	2,28	1,78	1,41	1,133
Вода	1,792	1,308	1,005	0,894	0,801	0,656	0,549	0,469
Гексан	0,381	0,343	0,307	0,294	0,290	0,253	0,248	0,222
Гептан	—	—	0,414	—	0,373	0,338	0,308	0,281
Глицерин	12,1·10 ³	3,95·10 ³	1,49·10 ³	950	630	330	180	102
1, 4-Диоксан	—	—	1,255	1,196	1,063	0,917	0,778	0,685
Диэтиловый эфир	0,284	0,258	0,233	0,222	0,213	0,197	0,180	0,166
Изобутил. спирт	8,30	5,65	3,95	—	2,88	2,12	1,61	1,24

Продолжение таблицы П.9.

Вещество	$\eta \cdot 10^3$ (Н·с/м ²) при температуре, °С							
	0	10	20	25	30	40	50	60
Изопропил. спирт	4,60	3,26	2,39	–	1,77	1,33	1,03	0,80
о-Ксилол	1,108	0,939	0,809	0,756	0,708	0,625	0,557	0,501
м-Ксилол	0,80	0,70	0,61	–	0,55	0,490	0,433	0,403
п-Ксилол	–	0,74	0,64	–	0,57	0,51	0,456	0,414
Метилловый спирт	0,817	0,690	0,597	0,547	0,510	0,450	0,396	0,350
Муравь. кислота	–	2,262	1,804	–	1,460	1,290	1,025	0,890
Нитробензол	3,090	2,483	2,034	1,845	1,682	1,438	1,251	1,094
Нитрометан	0,85	0,74	0,66	0,627	0,595	0,530	0,478	0,433
Октан	0,714	0,622	0,546	–	0,486	0,435	0,392	0,356
Пентан	0,283	0,259	0,240	–	0,220	–	–	–
Пиридин	1,330	0,120	0,974	0,90	0,830	0,735	0,651	0,580
Пропиловый спирт	3,883	2,897	2,234	–	–	2,400	1,129	0,921
Пропион. кислота	1,52	1,29	1,10	–	0,958	0,840	0,746	0,662
Сероуглерод	0,433	0,396	0,365	0,349	0,341	0,319	0,297	–
Стирол	1,047	0,879	0,749	–	0,648	0,565	0,502	0,453
Толуол	0,770	0,667	0,584	0,550	0,517	0,469	0,425	0,381
Уксусная кислота	–	1,450	1,210	1,120	1,040	0,900	0,790	0,700
Уксусный альдегид	0,276	0,253	0,225	–	–	–	–	–
Уксусный ангидрид	1,245	1,058	0,907	0,845	0,787	0,699	0,623	0,550
Фенилгидразин	–	–	0,456	–	0,443	0,404	–	–
Фенол	–	–	11,6	–	7,00	4,77	3,42	2,60
Хлорбензол	1,056	0,915	0,802	0,750	0,708	0,635	0,573	0,520
Хлороформ	0,700	0,630	0,570	0,543	0,514	0,466	0,426	0,390
Четыреххлористый углерод	1,330	1,132	0,969	0,900	0,843	0,739	0,651	0,585
Этиленгликоль	–	–	19,9	16,5	13,2	9,13	6,65	4,95
Этиловый спирт	1,773	1,466	1,20	1,096	1,003	0,834	0,702	0,592

Таблица П.10.

Концентрация [в % (масс.)] некоторых водных растворов, кипящих под атмосферным давлением

Растворенное вещество	Температура кипения, °С								
	101	102	103	104	105	107	110	115	120
CaCl ₂	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68	40,83
KOH	4,49	8,51	11,97	14,82	17,01	20,88	25,66	31,97	36,51
KCl	8,42	14,31	18,96	23,02	26,57	32,62	—	—	—
K ₂ CO ₃	10,31	18,37	24,24	28,57	32,24	37,69	43,97	50,86	56,04
KNO ₃	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	65,34	79,53	—
MgCl ₂	4,67	8,42	11,66	14,31	16,59	20,32	24,41	29,48	33,07
MgSO ₄	14,31	22,78	28,31	32,23	35,32	42,86	—	—	—
NaOH	4,12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	23,08	26,21	33,77
NaCl	6,19	11,03	14,67	17,69	20,32	25,09	—	—	—
NaNO ₃	8,26	15,61	21,87	27,53	32,43	40,47	49,87	60,94	68,94
Na ₂ SO ₄	15,36	24,81	30,73	—	—	—	—	—	—
Na ₂ CO ₃	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	—	—	—	—
CuSO ₄	26,95	39,98	40,83	44,47	—	—	—	—	—
ZnSO ₄	20,00	31,22	37,89	42,92	46,15	—	—	—	—
NH ₄ NO ₃	9,09	16,66	23,08	29,08	34,21	42,53	51,92	63,24	71,26
NH ₄ Cl	6,10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	35,98	46,95	—
(NH ₄) ₂ SO ₄	13,34	23,14	30,65	36,71	41,79	49,73	—	—	—

Таблица П.11.

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры

Температура °С	Давление (абсолютное), кгс/см ³	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости, кДж/кг	Удельная энтальпия пара, кДж/кг	Удельная теплота парообразования, кДж/кг
1	2	3	4	5	6	7
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481 J
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2533,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9

Продолжение таблицы П.11.

1	2	3	4	5	6	7
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2III,3	2356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333,0
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2679	2260
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	27И	2207
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	2726	2179

Таблица П.12.

Равновесные составы жидкости (х) и пара (у) для некоторых бинарных систем при 760 мм рт.ст. (% , моль)

Система	х	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Азот.кислота - вода	y	0	0,3	1	5	16	46	83	95,5	98,7	99,5	99,9	100
	t	100	103,5	108,6	117,5	121,4	121,5	116	101,5	91,7	87,5	85,6	85,4
Ацетон - бензол	y	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100
	t	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1
Ацетон - вода	y	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100
	t	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59	58,2	57,5	56,9
Ацетон – метил.спирт	y	о	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	-	100
	t	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56	55,3	55,05	-	56,1
Ацетон - этил спирт	y	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100
	t	78,3	75,4	73	69	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58	57	56,1
Бензол - толуол	y	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100
	t	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2
Бензол - укс.кислота	y	0	26	42	59	68,6	75	79	83	88	92,5	97	100
	t	118,7	111,4	105,8	99	94	90,3	88	85,7	83,5	82	80,8	80,2
вода - укс. кислота	y	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53	62,6	71,6	79,5	86,4	93	100
	t	118,1	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100
Метил.спирт- вода	y	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87,0	91,5	95,8	100
	t	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5

Продолжение таблицы П.12.

l	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Метил.спирт – этил.спирт	y	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,2	100
	t	78,3	77,2	76,5	75	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9
Мур.кислота - укс.кислота	y	0	8	14,6	20	38	48,5	57,6	66	74,6	83,6	92,2	100
	t	118,1	116	115,4	112,8	110,7	108,8	07	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8
Сероуглерод - CCl ₄	y	0	13,2	24	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,8	90,1	95	100
	t	76,7	73,7	71	66	62,3	59	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3
Хлороформ - бензол	y	0	6,5	12,6	27,2	41	54,6	66	74,6	83	90,5	96,2	100
	t	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71	68,7	65,7	61,5
Этил. спирт - вода	y	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100
	t	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80	79,4	79	78,6	78,4	78,4

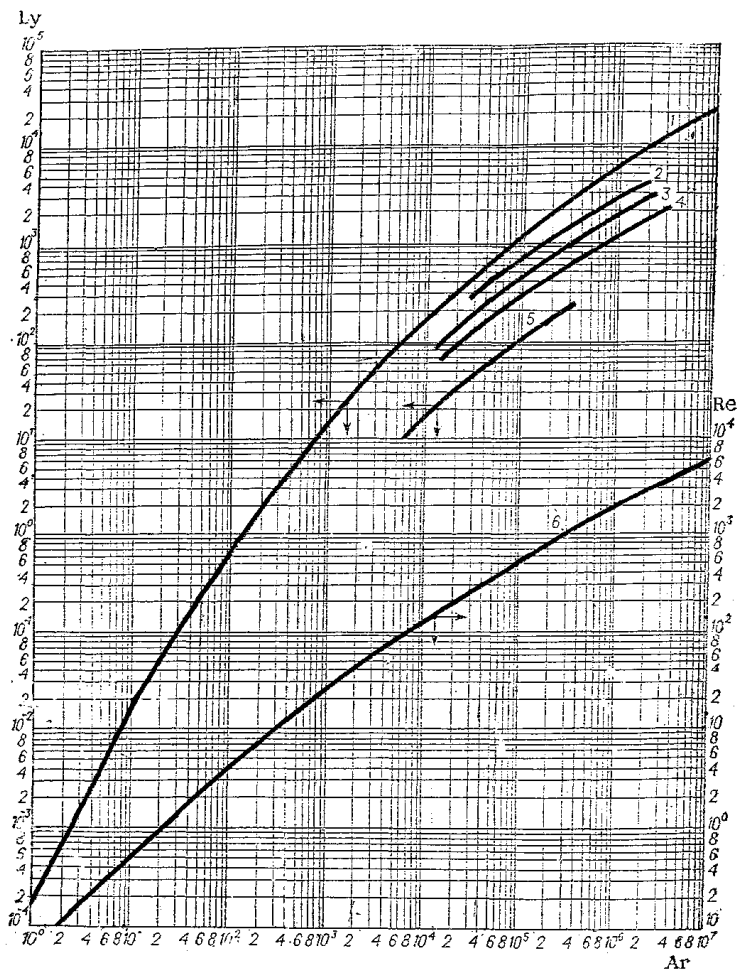


Рис П.1. Зависимость критериев Re и Ly от критерия Ar для осаждения одиночной частицы в неподвижной среде.
 1 и 6 – шарообразные частицы, 2 – округленные, 3 – угловатые, 4 – продолговатые, 5 – пластинчатые

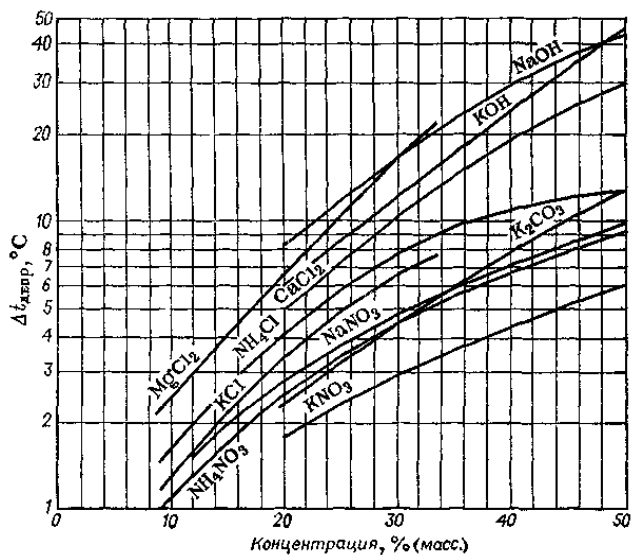


Рис П.2. Повышение температуры кипения водных растворов (при атмосферной давлений) в зависимости от концентрации

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии, 1-книга. Под ред. *Айништейн В.Г.*, М., Высшая школа, 2003, 1- 888 с.
2. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии, 2-книга. Под ред. *Айништейн В.Г.*, М., Высшая школа, 2003, 1- 872 с.
3. *Плановский А.Н., Николаев П.И.*, Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, 3-е изд., М., Химия, 1987, 1-540 с.
4. *Касаткин, А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии:– М.: ООО ТИД «Альянс», 2005. 1- 753 с.
5. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии. Под ред. *Романков П.Г.*, 5-е изд. Л., Химия, 1979, 1-256 с.
6. *Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А.*, Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, Л., Химия, 1987, 1-576 с.
7. *Мустахимов Б.К.*, Химия технологиясының үрдістері және аппараттары курсы бойынша есептер мен мысалдар, Алматы, 2003, 112 б.
8. *Мустахимов Б.К.*, Гидромеханикалық үрдістер. Лабораториялық жұмыстарға әдістемелік ұсыныстар, Алматы, 2005, 52 б.
9. *Мустахимов Б.К.*, Жылуалмасу және массаалмасу үрдістері. Лабораториялық жұмыстарға әдістемелік ұсыныстар, Алматы, 2005, 52 б.
10. *Мустахимов Б.К.*, Массаалмасу үрдістері. Лабораториялық жұмыстарға әдістемелік ұсыныстар, Алматы, 2005, 50 б.
11. *Калекин, В.С.* Процессы и аппараты химической технологии.–Омск. Изд-во ОмГТУ, 2007. 1-200 с.
12. *Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П.* Процессы и аппараты химической технологии.– Харьков: НТУ «ХПИ», 2004. 1-632 с.
13. Основные процессы и аппараты химической технологии. (Пособие по проектированию). Под ред. *Дытнерского Ю.И.*, Химия, 1982, 1-272 с.
14. *Скобло А.И., Молоканов Ю.К.* Процессы и аппараты нефте-газопереработки и нефтехимии, М., Недра, 2000, 1-663 с.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	3
1. Гидромеханические процессы.....	9
1.1. Уравнения равновесия идеальной жидкости в состоянии покоя.....	9
1.2. Основные уравнения движения идеальной жидкости. Уравнение Бернулли.....	11
1.3. Основные уравнения движения потока реальной жидкости.....	14
1.4. Разделение неоднородных систем.....	18
1.5. Разделение в поле силы тяжести. Осаждение.....	20
1.6. Разделение под действием сил разности давления. Фильтрация.....	23
1.7. Разделение под действием центробежной силы. Разделение в электрической поле	25
1.8. Перемешивание в жидкой среде. Виды перемешивания.....	28
2. Процессы теплопередачи.....	32
2.1. Теплопроводность.....	32
2.2. Конвективный теплообмен.....	35
2.3. Тепловое излучение.....	40
2.4. Теплопередача.....	43
2.5. Выпаривание.....	46
2.6. Процессы нагревания, охлаждения и конденсации.....	49
2.7. Примеры расчетов по гидромеханическим и тепловым процессам.....	54
2.8. Примеры расчетов по лабораторным работам.....	99
3. Массообменные процессы.....	121
3.1. Классификация и теория массообменных процессов.....	121
3.2. Абсорбция.....	139
3.3. Перегонка жидкостей	143
3.4. Ректификация	148
3.5. Экстракция. Жидкостная экстракция.....	161
3.6. Экстракция в системе твердый– жидкость. Растворение и выщелачивание	166
3.7. Адсорбция.....	172

3.8. Ионообменные процессы	174
3.9. Мембранные процессы.....	177
3.10. Сушка.....	182
3.11. Кристаллизация	187
3.12. Примеры расчетов по массообменным процессам.....	189
3.14. Примеры расчетов по лабораторным работам.....	235
Приложение.....	262
Список использованной литературы.....	276

Учебное издание

Бекежан Каныбекович Мустахимов

ОСНОВЫ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ
ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Учебное пособие

Нач. РО ИИЦ

З.А. Губайдулина

Редактор

Г.М. Дюсенбаева

Компьютерная верстка

Л.П. Умирбекова

Подписано в печать 27. 03. 2013 г.

Тираж 300 экз. Формат 60х84 1/16. Бумага типогр. №1.

Уч. изд. л. 17,5 . Усл. п. л. 16,3. Заказ № 43. Цена договорная

Издание Казахского национального технического
университета им. К.И. Сатпаева

Информационно-издательский центр КазНТУ
г. Алматы, Сатпаева, 22.

ISBN 978-601-228-499-7



9