

**М.Ж. АЛМАГАМБЕТОВА  
Г.Ш. ЕРКЕБАЕВА  
А.Г. АБДРАХМАНОВА**

**ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

**УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ**

**Уральск, 2014**



МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ  
КАЗАХСТАН

ЗАПАДНО-КАЗАХСТАНСКИЙ АГРАРНО-ТЕХНИЧЕСКИЙ  
УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ ЖАНГИР ХАНА

АЛМАГАМБЕТОВА М.Ж.  
ЕРКЕБАЕВА Г.Ш.  
АБДРАХМАНОВА А.Г.

## **ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

### **УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ**

для обучающихся специальностей  
5В072100 (6М072100) – Химическая технология органических веществ,  
5В072000 (6М072000) – Химическая технология неорганических веществ

Уральск, 2014

УДК 66.0  
ББК 35.11  
А 51

Алмагамбетова М.Ж., Еркебаева Г.Ш., Абдрахманова А.Г. Процессы и аппараты химической технологии. /Учебное пособие. – Уральск: Западно-Казахстанский аграрно-технический университет имени Жангир хана, 2014. – 105 с. ISBN

В работе приведены теоретические основы для практического решения вопросов гидромеханических, тепловых и массообменных процессов в химико-технологических производствах, представлены методики выполнения лабораторных работ и расчеты аппаратов, контрольные вопросы.

Учебное пособие предназначено для обучающихся химических и химико-технологических специальностей (5В072100 (6М072100) – Химическая технология органических веществ, 5В072000 (6М072000) – Химическая технология неорганических веществ), а также для инженерно-технических работников предприятий, занимающихся проектированием производства.

Рецензенты: Калдыгозов Е.К. д-р. хим. наук., профессор, Южно-Казахстанский государственный университет имени М.Ауезова

Монтаев С.А. д-р. техн. наук., профессор, Западно-Казахстанский аграрно-технический университет имени Жангир хана

Байтлесова Л.И. канд. хим. наук., доцент, Западно-Казахстанский инженерно-технологический университет

Учебное пособие рекомендовано к изданию Учебно-методическим советом ЮКГУ им. М.Ауезова, протокол № 1 от 24 января 2014 г.

ISBN

© РГП «Западно-Казахстанский аграрно-технический университет имени Жангир хана»

## СОДЕРЖАНИЕ

|   |     |
|---|-----|
| Введение .....  | 5   |
| I Гидромеханические процессы.....   | 6   |
| 1.1 Режимы движения реальной жидкости.....  | 6   |
| 1.2 Изучение гидравлических сопротивлений в трубопроводе .....  | 12  |
| 1.3 Перемешивание жидких сред.....  | 16  |
| 1.4 Сжатие и транспортирование газов.....   | 19  |
| 1.5 Разделение жидких неоднородных систем. Осаждение. Фильтрование ..   | 22  |
| II Тепловые процессы и аппараты.....  | 29  |
| Теплопередача. Промышленные способы подвода и отвода теплоты в химической аппаратуре. Теплообменные аппараты..... | 29  |
| III Массообменные процессы и аппараты.....  | 33  |
| 3.1 Абсорбция.....  | 33  |
| 3.2 Перегонка жидкостей. Ректификация.....  | 35  |
| 3.3 Экстракция в системе «жидкость – жидкость».....   | 39  |
| 3.4 Адсорбция.....  | 41  |
| 3.5 Тепловая сушка.....   | 45  |
| IV Экспериментальная часть.....   | 49  |
| Лабораторная работа №1. Определение режима течения жидкости.....  | 49  |
| Лабораторная работа №2. Изучение гидравлических сопротивлений в трубопроводе.....                                 | 51  |
| Лабораторная работа №3. Исследование процессов перемешивания в жидкой среде.....                                  | 56  |
| Лабораторная работа №4. Определение характеристик центробежного вентилятора.....                                  | 61  |
| Лабораторная работа №5. Исследование процесса разделения суспензий методом осаждения.....                         | 65  |
| Лабораторная работа №6. Определение констант процесса фильтрования суспензии.....                                 | 70  |
| Лабораторная работа №7. Изучение процесса теплопередачи в теплообменнике типа «труба в трубе».....                | 73  |
| Лабораторная работа №8. Абсорбционная установка по исследованию хорошо растворимых газов.....                     | 76  |
| Лабораторная работа №9. Изучение процесса простой перегонки.....  | 79  |
| Лабораторная работа №10. Разделение бинарной смеси методом ректификации.....                                      | 81  |
| Лабораторная работа №11. Изучение процесса жидкостной экстракции .....  | 88  |
| Лабораторная работа №12. Изучение процесса адсорбции.....   | 92  |
| Лабораторная работа №13. Изучение процесса радиационной сушки.....  | 98  |
| Список литературы.....  | 100 |
| Приложения.....   | 102 |

## ВВЕДЕНИЕ

Современная химическая технология изучает процессы производства различных кислот, щелочей, солей, минеральных удобрений, продуктов переработки нефти и каменного угля, многочисленных органических соединений, полимерных и многих других материалов. Однако, несмотря на огромное разнообразие химических продуктов, получение их связано с проведением ряда однотипных процессов – таких, как перемещение жидкостей и газов, нагревание и охлаждение, сушка, химическое взаимодействие и т.д. Эти процессы характеризуются общими законами гидромеханики, физики, физической химии, химической кинетики, механики твердых тел. В решении сегодняшних экологических проблем значительная роль принадлежит процессам и аппаратам химической технологии – как при разработке новых малоотходных производств, так и при разработке методов очистки сточных вод и газовых выбросов действующих производств.

В *химической* технологии, в отличие от механической, рассматриваются процессы, в которых исходные материалы претерпевают превращения, не только вызывающие изменения физических свойств вещества, но и приводящие к образованию веществ другого состава, с новыми химическими свойствами, что может сопровождаться изменением их агрегатного состояния. При выборе аппаратов для проведения этих процессов необходим учет важнейших факторов: температуры, давления, химических свойств вещества и других определяющих условий реализации химико-технологических процессов [1,2].

«Процессы и аппараты» является основной в общеинженерной и основополагающей в специальной подготовке специалиста. Целью является изучение закономерностей протекания типовых технологических процессов, встречающихся в различных производствах, овладение методами подбора и расчета аппаратов, применяемых в промышленном производстве. На лабораторных занятиях прививаются навыки практического экспериментального и расчетного анализа процессов различных производств. Изучаются и усваиваются основные закономерности расчета аппаратов, применяемые в химической, нефтехимической, пищевой технологий. На основании этого выбираются оптимальные условия ведения процесса, рассчитываются основные параметры, характеризующие эффективность технологического процесса.

Учебное пособие охватывает содержание курса в разделах «Гидромеханические процессы», «Тепловые процессы» и «Массообменные процессы» и содержит лабораторные работы, каждая из которых включает цель работы, теоретические сведения об изучаемом процессе, описание установки, методику выполнения работы, порядок расчета основных показателей процесса, контрольные вопросы [3-5].

## Гидромеханические процессы

### 1.1 Режимы движения реальной жидкости

В гидравлике принято объединять жидкости, газы, пары под единым наименованием – жидкости.

Идеальная жидкость, в отличие от реальной (вязкой) – абсолютно несжимаема под действием давления, не изменяет плотности при изменении температуры и не обладает вязкостью.

Реальные жидкости делятся на капельные и упругие (газы и пары). Капельные жидкости практически несжимаемы и обладают очень малым коэффициентом объемного расширения. Объем упругих жидкостей сильно изменяется при изменении температуры и давления.

*Физические свойства жидкостей.* Основными физическими свойствами жидкостей являются плотность, удельный вес, давление, вязкость.

*Плотностью*  $\rho$  [кг/м<sup>3</sup>] называется масса однородной жидкости, содержащейся в единице объема:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (1.1.1)$$

где  $m$  – масса жидкости, кг;  $V$  – объем жидкости, м<sup>3</sup>.

В системе МКГСС, где масса выражается в кгс·с<sup>2</sup>/м, единица плотности будет равна кгс·с<sup>2</sup>/м<sup>4</sup>.

*Удельным весом* называется вес единицы объема жидкости. обозначается через  $\gamma$ , т. е.:

$$\gamma = \frac{G}{V} \quad (1.1.2)$$

где  $G$  – вес жидкости, Н.

В системе СИ удельный вес измеряется в Н/м<sup>3</sup>, а в системе МКГСС – кгс/м<sup>3</sup>.

Плотность и удельный вес жидкости связаны соотношением:

$$\gamma = \rho \cdot g \quad (1.1.3) \quad \text{т.к.} \quad G = m \cdot g \quad (1.1.4)$$

где  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

*Относительной плотностью* (относительным весом) называется отношение плотности (удельного веса) вещества к плотности (удельному весу) воды:

$$\Delta = \frac{\rho}{\rho_{\text{в}}} = \frac{\gamma}{\gamma_{\text{в}}} \quad (1.1.5)$$

*Давление.* Жидкость оказывает давление на дно и стенки сосуда, в котором она находится. На элементарную площадку  $\Delta F$  жидкость давит с некоторой силой, равной  $\Delta P$ , называемой силой гидростатического давления. Отношение  $\Delta P/\Delta F$  представляет собой среднее гидростатическое давление, а предел этого отношения при  $\Delta F \rightarrow 0$  носит название напряжения гидростатического давления или просто давления в данной точке:

$$P = \lim_{\Delta F \rightarrow 0} \left( \frac{\Delta P}{\Delta F} \right) \quad (1.1.6)$$

Давление в любой точке покоящейся жидкости одинаково по всем направлениям, поскольку в противном случае происходило бы перемещение жидкости внутри занимаемого ею объема.

Давления часто выражают в физических и технических атмосферах, или в единицах высоты  $H$  столба манометрической жидкости (воды, ртути и др.).

Между давлением, выраженным в  $\text{Н/м}^2$  (или Па) и в единицах высоты столба жидкости, существует простая связь:

$$P = \gamma \cdot H = \rho \cdot g \cdot H \quad (1.1.7)$$

1 атмосфера физическая (1 атм) = 760 мм. рт. ст. = 10,33 м вод. ст. =  $1,033 \text{ кгс/см}^2 = 10330 \text{ кг/м}^2 = 101300 \text{ Н/м}^2$ .

1 атмосфера техническая (1 атм) = 735,6 мм. рт. ст. = 10 м вод. ст. =  $1 \text{ кгс/см}^2 = 10000 \text{ кг/м}^2 = 98100 \text{ Н/м}^2$ .

Приборы для измерения давления (манометры и вакуумметры) показывают не абсолютное давление  $P_{\text{абс}}$  внутри замкнутого объема, а разность между абсолютным и атмосферным (барометрических) давлением  $P_{\text{атм}}$ . эту разность называют избыточным давлением  $P_{\text{изб}}$ , если давление в объеме превышает атмосферное и разрежением  $P_{\text{вак}}$ , если оно ниже атмосферного. Таким образом:

$$P_{\text{абс}} = P_{\text{изб}} + P_{\text{атм}} \quad (1.1.8)$$

и

$$P_{\text{абс}} = P_{\text{атм}} + P_{\text{вак}} \quad (1.1.9)$$

*Вязкость.* Свойство жидкости оказывать сопротивление усилиям, вызывающим относительное перемещение ее частиц, называется вязкостью.

Согласно закону Ньютона напряжение внутреннего трения, возникающее между слоями жидкости при ее течении, прямо пропорционально градиенту скорости:

$$T = \mu \cdot F \frac{d\omega}{dn} \quad (1.1.10)$$

или

$$\tau = -\mu \frac{d\omega}{dn} \quad (1.1.11)$$

где  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости, или просто вязкость.

$$\text{В СИ } \mu = \frac{T}{F \frac{\omega}{n}} = \frac{Н}{\text{м}^2 \frac{\text{М}}{\text{с} \cdot \text{м}}} = \frac{Н \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$$

а в системе СГС:

$$\mu = \frac{\text{дН}}{\text{см}^2 \frac{\text{см}}{\text{см} \cdot \text{с}}} = \frac{\text{дН} \cdot \text{с}}{\text{см}^2} = \text{пуаз}$$

$$1 \text{ спз} = 0,01 \text{ пз}; 1 \frac{Н \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = 10 \text{ пз} = 1000 \text{ спз}$$

Отношение  $\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu \cdot g}{\gamma}$  – называется кинематической вязкостью.

Единицей измерения кинематической вязкости является в системе СГС – стокс (ст), равный  $1 \text{ см}^2/\text{с}$ ; в системе СИ и МКГСС –  $1 \text{ м}^2/\text{с} = 10^4 \text{ ст}$ .

Вязкость капельных жидкостей колеблется в широких пределах. Так, вязкость воды составляет примерно 1 спз, а вязкость глицерина – 1500 спз. вязкость жидкости значительно снижается с возрастанием температуры.

Вязкость газов значительно ниже – вязкость воздуха примерно в 50 раз меньше вязкости воды, и увеличивается с возрастанием температуры.

*Скорость и расход жидкости.* Количество жидкости, протекающей через поперечное сечение потока в единицу времени, называют расходом



жидкости. Различают объемный расход, измеряемый в м<sup>3</sup>/с, м<sup>3</sup>/ч и массовый расход, измеряемый в кг/с, кг/ч и т.д.

Отношение объемного расхода жидкости (м<sup>3</sup>/с) к площади поперечного сечения F (м<sup>2</sup>) потока называется средней или фиктивной скоростью:

$$\omega = \frac{V_c}{F} \quad (1.1.12)$$

откуда  $V_c = \omega \cdot F$  (1.13).

Массовый расход определяется:

$$M = \rho \cdot \omega \cdot F \quad (1.1.13)$$

где  $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Величина  $\frac{M}{F} = \rho \cdot \omega$  называется массовой скоростью.

Гидравлический радиус и эквивалентный диаметр. При движении жидкости через площадь поперечного сечения любой формы, отличной от круглой, в качестве расчетного линейного размера принимают гидравлический радиус, или эквивалентный диаметр.

Под гидравлическим радиусом  $r_r$  (м) понимают отношение площади свободного сечения трубопровода или канала, через которое протекает жидкость, к смоченному периметру:

$$r_r = \frac{F}{\Pi} \quad (1.1.14)$$

где F – площадь сечения потока жидкости, м<sup>2</sup>;

$\Pi$  – смоченный периметр, м.

Для круглой трубы с внутренним диаметром d:

$$F = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \quad \Pi = \pi \cdot d$$

$$r_r = \frac{F}{\Pi} = \frac{\pi \cdot d^2}{4\pi \cdot d} = \frac{d}{4} \quad (1.1.15)$$

Диаметр, выраженный через гидравлический радиус, представляет собой эквивалентный диаметр.

Для круглой трубы:

$$d = d_3 = 4r_T \text{ или } d_3 = \frac{4F}{\Pi} \quad (1.1.16)$$

Режим движения жидкости. Движение жидкости является установившимся, или стационарным, если скорость частиц потока, а также все другие влияющие на его движение факторы (плотность, температура, давление и др.), не изменяются во времени в каждой фиксированной точке пространства, через которую проходит жидкость. В этих условиях для каждого сечения потока расходы жидкости постоянны во времени.

Различают ламинарный и турбулентный режимы течения жидкости. Движение жидкости, при котором все частицы жидкости движутся по параллельным траекториям, называют струйчатым или ламинарным.

При ламинарном движении распределение скоростей в сечении трубопровода представляет собой параболу (рис. 1.1). Средняя скорость жидкости при ламинарном движении равна половине скорости по оси трубы (максимальной):

$$\omega_{\text{cp}} = \frac{\omega_{\text{max}}}{2} \quad (1.1.17)$$

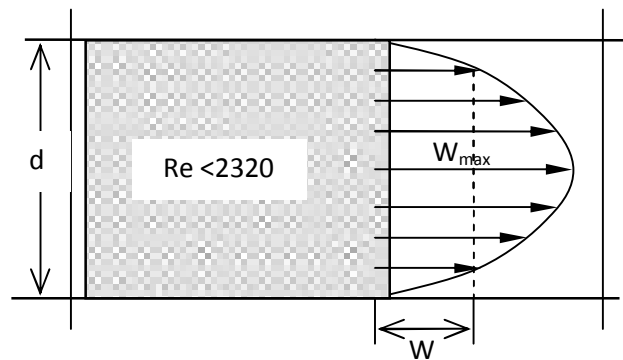


Рис. 1.1– Распределение скоростей при ламинарном потоке

Неупорядоченное движение, при котором отдельные частицы жидкости движутся по замкнутым, хаотическим траекториям, в то время как вся масса жидкости в целом перемещается в одном направлении, называется турбулентным. При турбулентном движении из-за хаотического движения частиц происходит выравнивание скоростей в основной массе потока, и их распределение по сечению трубы характеризуется кривой, отличающейся по форме от параболы (рис. 1.2).

Опыт показывает, что средняя скорость  $\omega_{cp}$  при турбулентном движении не равна половине максимальной, а значительно больше:

$$\omega_{cp} = (0,8 \div 0,9) \cdot \omega_{max} \quad (1.1.18)$$

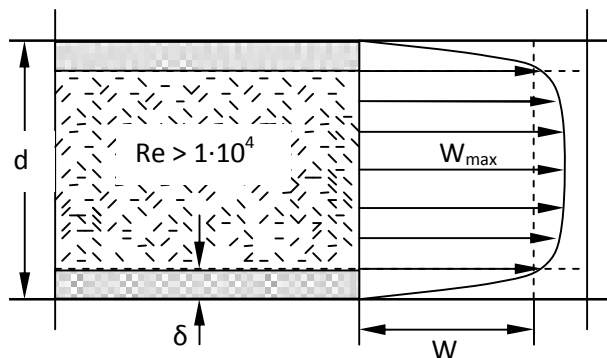


Рис. 1.2 – Распределение скоростей при турбулентном потоке

Опыт показывает, что переход от ламинарного течения к турбулентному происходит тем легче, чем больше массовая скорость жидкости  $\rho \cdot \omega$  и диаметр трубы  $d$  и чем меньше вязкость  $\mu$ .

Рейнольдс установил, что указанные величины можно объединить в безразмерный комплекс  $\frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}$ , численное значение которого позволяет судить о режиме движения жидкости.

Этот комплекс носит название критерия Рейнольдса ( $Re$ ):

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{\omega \cdot d}{\nu} \quad (1.1.19)$$

Критерий Рейнольдса является мерой соотношения между силами вязкости и инерции в движущемся потоке.

Отсюда следует, что турбулентное течение свойственно потокам, обладающим развитыми силами инерции, а ламинарное течение характерно для потоков, в которых силы внутреннего течения преобладает над силами инерции. Установлено, что для ламинарного режима численное значение числа Рейнольдса всегда меньше некоторого определенного «критического» значения, для прямых труб критическое значение  $Re_{кр} = 2300$ .

Необходимо отметить, что приведенное критическое значение является в известной степени условным, так как трудно обнаружить резкий переход от ламинарного режима к турбулентному. В действительности

обычно наблюдается так называемая «переходная» область исчезновения ламинарного режима и установления турбулентного состояния потока. Численные значения числа Рейнольдса для потоков, проходящих по прямым трубам, характерны следующие значения числа Рейнольдса:

- ламинарное течение –  $Re < 2300$ ;
- переходная область –  $2300 \leq Re \leq 10000$ ;
- развитое турбулентное течение –  $Re \geq 10000$ .

Для потоков, проходящих по изогнутым трубам (змеевикам), критическое значение  $Re_{кр}$  выше, чем в прямых трубах, и зависит от отношения диаметра трубы  $d$  змеевика к диаметру  $D$  витков змеевика ( $d/D$ ) [1].

## 1.2 Изучение гидравлических сопротивлений в трубопроводе

При движении реального потока жидкости или газа часть его энергии теряется в результате преобразования механической энергии в тепловую за счёт преодоления касательных напряжений различного характера. Аналитически это явление учитывается в уравнении Бернулли:

$$Z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{W_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{W_2^2}{2g} + hn \quad (1.2.1)$$

где  $Z_1$  и  $Z_2$  – нивелирные высоты, м;

$\frac{P_1}{\rho g}$ ;  $\frac{P_2}{\rho g}$  – статистический напор, м;

$\frac{W_1^2}{2g}$ ;  $\frac{W_2^2}{2g}$  – скоростной напор, м;

$h_n$  – потерянный напор, т.е. потерянная энергия, выраженная в м.

Различают два вида касательных напряжений, на преодоление которых затрачивается энергия потока.

а) При прямолинейном движении потока жидкости по трубопроводу возникают силы межмолекулярного взаимодействия (силы трения) между слоями жидкости о внутреннюю стенку трубопровода. Энергия потока, теряемая на преодоление касательных напряжений, возникающих под действием сил трения, называется потерей энергии на трение по длине потока.

б) При движении потока по трубопроводу он проходит участки, в которых меняется форма русла или его скорость: вентили, краны, повороты, отводы и др. В этих участках также возникают касательные

напряжения. Потери энергии на преодоление этих напряжений называются местными.

Таким образом, энергия движения жидкостей по трубопроводам теряется на преодоление потери напора, который складывается из двух составляющих.

$$h_n = h_{mp} + h_{mc} \quad (1.2.2)$$

где  $h_{mp}$  – напор, теряемый на преодоление сил трения, м;

$h_{mc}$  – напор, теряемый в местных сопротивлениях, м.

Расчет потерь напора является одним из основных вопросов прикладной гидродинамики. Зная величину потеряннного напора, определяют затраты энергии, необходимой для компенсации этих потерь и затем определяют вид насоса, компрессора или вентилятора для перекачивания потока жидкости или газа.

Для определения потеряннного напора пользуются формулой Вейсбаха:

$$h_n = \varphi \cdot \frac{w^2}{2g} \quad (1.2.3)$$

где  $\varphi$  – коэффициент сопротивления;

$w$  – средняя скорость потока, м/с.

При расчете потерь энергии на трение в качестве коэффициента сопротивления в формулу (1.2.3) подставляют коэффициент сопротивления на трение по длине  $\varphi_l$ , а при расчете местных потерь энергии принимают коэффициент местного сопротивления  $\varphi_{m.c.}$ .

Определение потери напора на трение.

Коэффициент сопротивления на трение определяют по формуле:

$$\varphi_l = \lambda \frac{l}{d} \quad (1.2.4)$$

где  $\lambda$  – коэффициент трения (коэффициент Дарси);

$l$  – длина трубопровода, м;

$d$  – диаметр трубопровода, м.

С учетом выражения (1.2.4) уравнение (1.2.3) преобразуется в уравнение Дарси-Вейсбаха:

$$h_{mp} = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{W^2}{2g}; \quad (1.2.5)$$

Величина коэффициента трения зависит от многих факторов: режима движения потока, его физических свойств, формы и величины живого сечения трубы, шероховатости внутренней стенки трубы. Зависимость (2.5) в логарифмических координатах:

$$\lambda = f\left(\text{Re}, \frac{\Delta_s}{d}\right) \quad (\text{A})$$

где  $\Delta_s$  – средняя высота выступов шероховатости, числовые значения которых приводятся ниже, мм.

|                                |                |
|--------------------------------|----------------|
| Трубы из латуни, свинца, меди: | – 0,002        |
| Стальные бесшовные трубы       | – 0,006 – 0,2  |
| Стальные трубы                 | – 0,1... , 0,5 |
| Чугунные трубы                 | – 0,2... , 1,0 |

В функциональной зависимости (A) существуют четыре характерные области. Первая область соответствует ламинарному режиму движения ( $Re < 2300$ ). В этом режиме внутренние слои движутся параллельно друг другу, а количество элементарных струек, копирующих рельеф выступов шероховатости и имеющих повышенные потери энергии, невелико, поэтому коэффициент трения в этом режиме не зависит от шероховатости трубы.

На основе теоретического анализа закономерностей ламинарного режима движения потока Пуазейль получил зависимость для определения потерь напора на трение:

$$h_{mp} = \frac{32 \cdot \mu \cdot l \cdot W}{g \rho d^2} \quad (1.2.6)$$

где  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости, Па·с;

$\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

Приравнивая правые части уравнений (1.2.5) и (1.2.6) и, учитывая, что комплекс равен числовому значению числа Рейнольдса, получим выражение для определения коэффициента Дарси:

$$\lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{W}{2g} = \frac{32 \cdot \mu \cdot l \cdot W}{\rho g \cdot d^2} = 32 \frac{\mu \cdot l}{\rho g} \cdot \frac{W}{d^2} \quad (1.2.7)$$

Отсюда  $\lambda = \frac{64}{\text{Re}}$  и, с учётом этого, потерянный на трение напор равен:

$$h_{mp} = \frac{64}{Re} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{W^2}{2g} \quad (1.2.8)$$

Вторая область – начало турбулентного потока ( $2320 \leq Re \leq 10^5$ ). В этом режиме выступы шероховатости не вызывают завихрения смывающей их жидкости, а значит и дополнительных сопротивлений и потери энергии. Коэффициент трения в этом режиме не зависит от шероховатости стенок трубопровода, он определяется значением числа Рейнольдса. Коэффициент трения в этом режиме рассчитывается по формуле Блазиуса:

$$\lambda = 0,3164Re^{-0,25} \quad (1.2.9)$$

Третья область – развитой турбулентный режим, соответствующий числу Рейнольдса  $10^5 < Re < 10^6$ . В этом режиме толщина ламинарного подслоя постепенно уменьшается и становится равной высоте выступов шероховатости стенок трубопровода, а затем и меньше. На выступы накатывается турбулентный поток, это вызывает дополнительное сопротивление движению потоков.

Эта область сопротивления определяется по уравнению Альтшуля:

$$\lambda = 0,11 \left( \frac{\Delta_s}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25} \quad (1.2.10)$$

Четвертая область, соответствующая числовому значению  $Re > 10^6$  – автомодельная. В этом режиме роль шероховатости стенок трубы становится определяющей, а числовое значение потери напора пропорциональна скорости во второй степени.

Коэффициент трения в этом режиме определяют по формуле Шифринсона:

$$\lambda = 0,11 \left( \frac{\Delta_s}{d} \right)^{0,25} \quad (1.2.11)$$

Коэффициент трения также можно определить по графику [2].

Определение потери напора в местных сопротивлениях.

Местные потери напора возникают на коротких участках трубопровода, когда резко меняется форма и размеры русла движущегося потока. Это происходит при внезапных сужениях и расширениях, поворотах, отводах, в диафрагмах, вентилях, кранах, конфузорах, диффузорах и др.

Напор, теряемый в местном сопротивлении, определяется по формуле (2.3). Общий коэффициент сопротивления  $\varphi_{м.с}$  заменяется на коэффициент местного сопротивления  $\xi_{м.с}$ .

$$h_{м.с} = \xi_{м.с} \cdot \frac{W^2}{2g} \quad (1.2.12)$$

Числовое значение  $\xi_{м.с}$  приводится в справочнике [3].

### 1.3 Перемешивание жидких сред

Перемешивание в жидкой среде широко применяется в химической технологии для проведения гидромеханических (эмульгирование, суспензирование, диспергирование и гомогенизация растворов), массообменных (растворение, экстракция, кристаллизация и абсорбция) и тепловых (нагревание, охлаждение и выпаривание) процессов.

В случае гомогенизации, приготовления суспензий, эмульсий целью перемешивания является выравнивание концентрационных неоднородностей в объеме аппарата.

Интенсификация тепло- и массообменных процессов достигается улучшением условий для подвода вещества к границе раздела фаз или к поверхности теплообмена.

При перемешивании градиенты температур и концентраций в среде, заполняющей аппарат, стремятся к минимальному значению. Поэтому аппараты с мешалкой, например, по структуре потоков наиболее близки к модели идеального смешения.

Перемешивание жидких сред может осуществляться различными способами: вращательным или колебательным движением мешалок (механическое перемешивание); барботажем газа через слой жидкости (пневматическое перемешивание); прокачиванием жидкости через турбулизующие насадки; перекачиванием жидкости насосами по замкнутому контуру (циркуляционное перемешивание).

Процесс перемешивания характеризуется интенсивностью и эффективностью, а также расходом энергии на его проведение.

*Интенсивность перемешивания* определяется количеством энергии  $N$ , подводимой к единице объема  $V$  перемешиваемой жидкости в единицу времени ( $N/V$ ) или к единице массы перемешиваемой жидкости ( $I = N/V\rho$ ). Интенсивностью перемешивания обусловлен характер движения жидкости в аппарате. Повышение интенсивности перемешивания всегда связано с увеличением энергозатрат, а технологический эффект от увеличения интенсивности перемешивания ограничен строго определенными



пределами. Поэтому интенсивность перемешивания следует определять исходя из условий достижения максимального технологического эффекта при минимальных энергозатратах. Интенсификация процесса перемешивания позволяет повысить производительность установленной аппаратуры или снизить объем проектируемой.

В промышленности для перемешивания в основном используют механические мешалки с вращательным движением. При работе таких мешалок возникает сложное трехмерное течение жидкости (тангенциальное, радиальное, аксиальное) с преобладающей окружной составляющей скорости. Тангенциальное течение, образующееся при работе всех типов мешалок, является первичным. Обычно среднее значение окружной (тангенциальной к радиусу вращения) составляющей скорости ( $w_t$ ) существенно превышает средние значения как радиальной ( $w_p$ ), так и аксиальной, или осевой ( $w_a$ ), составляющих.

Под действием центробежной силы, возникающей при вращении любого типа мешалки с достаточно большой частотой, жидкость стекает с лопастей в радиальном направлении. Дойдя до стенки сосуда, этот поток делится на два: один движется вверх, другой - вниз. Возникновение радиального течения приводит к тому, что в переходной области создается зона пониженного давления, куда и устремляется жидкость, текущая от свободной поверхности жидкости и от дна сосуда, т.е. возникает аксиальный (осевой) поток, движущийся в верхней части сосуда сверху вниз к мешалке. Таким образом, в аппарате создается устойчивое аксиальное течение, или устойчивая циркуляция (рис.1,3).

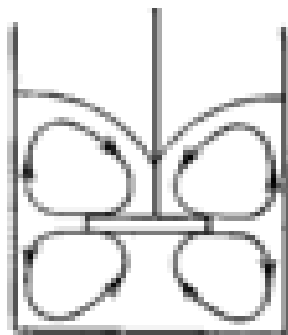


Рис. 1.3– Циркуляция жидкости при перемешивании лопастными мешалками

Объем циркулирующей жидкости в единицу времени в аппарате с мешалкой называют *насосным эффектом*, который является важной характеристикой мешалки: чем больше насосный эффект, тем лучше в данном аппарате идет процесс перемешивания.

При работе вращающихся механических мешалок на поверхности жидкости возникает *воронка*, наибольшая глубина которой  $OA$  относительно уровня жидкости на бесконечности равна:

$$AO = \omega^2 a^2 / g \quad (1.3.1)$$

Глубина воронки растет с увеличением частоты вращения мешалки (рис.1.4). В пределе глубина воронки может достигнуть не только ступицы мешалки, но даже и дна сосуда. Устойчивость работы перемешивающего устройства при этом резко снижается, а качество перемешивания существенно ухудшается.

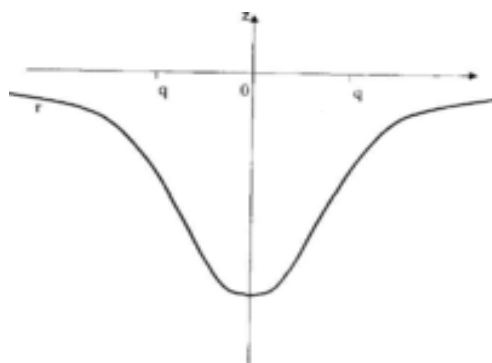


Рис. 1.4– Форма свободной поверхности жидкости, движение которой описывается при помощи комбинированного вихря Ренкина

Чтобы предотвратить образование воронки, у стенок аппаратов с быстроходными мешалками устанавливают радиальные отражательные перегородки, причем наиболее часто - на некотором расстоянии от стенки корпуса (для снижения возможности образования застойных зон). Экспериментальным путем найдено, что оптимальное число отражательных перегородок равно четырем, а их ширина составляет примерно 10% от диаметра аппарата (рис.1.5).

Существуют эмпирические корреляции для оценки глубины воронки  $h_b = OA$ . Для турбинных мешалок без перегородок глубина воронки может быть найдена из следующих критериальных уравнений:

при  $G_a > 3 \cdot 10^7$

$$h_b/d = A \cdot G_a^{0,069} (D/d)^{-0,38} Fr_u^x \quad (1.3.2)$$

где  $x = 1,14 G_a^{-0,008} (D/d)^{0,008}$

при  $G_a < 3 \cdot 10^7$

$$h_b/d = A' \cdot G_a^{0,33} (D/d)^{-1,18} Fr_u^x \quad (1.3.3)$$

где  $x = 3,38 G_a^{-0,074} (D/d)^{0,14}$

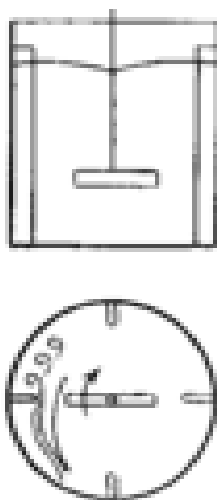


Рис. 1.5– Перемешивание жидкости в сосудах с перегородками

В уравнении (1.3.2) коэффициент  $A$  изменяется для турбинных мешалок разной конструкции от 0,71 до 1,52, а коэффициент  $A'$  в уравнении (1.3.3) изменяется от 0,013 до 0,073.

Критерий Галилея:

$$G_a = Re_u / Fr_u^x \quad (1.3.4)$$

В тех случаях, когда действие силы тяжести пренебрежимо мало, воронка отсутствует или имеет небольшую глубину.

#### 1.4 Сжатие и транспортирование газов

Сжатие газов широко применяется в химической технологии при осуществлении различных физических и химических процессов, протекающих под давлением, отличающимся от атмосферного, а также для перемещения газов и многофазных систем, в которых газ является несущей средой. Кроме того, сжатие и перемещение газов используется для ряда специфических (вспомогательных) целей: перекачивание и подсос жидкостей, транспорт жидкообразных сред, распыление жидкостей и др.

Конкретная технология может потребовать создания весьма высоких давлений (до 100 МПа в промышленной практике) или очень низких давлений (вплоть до 10 Па и даже ниже). При этом потоки сжимаемого газа в ряде производств исчисляются сотнями тысяч кубометров в час (т.е. свыше 30 м<sup>3</sup>/с). Устройства для сжатия газов (чаще всего это – *машины*,

имеющие движущиеся узлы) называются **компрессорами**. Они сообщают газу энергию – *потенциальную* (давление – в этом, как правило, их основное назначение) и *кинетическую* (иногда ее приращение существенно).

По своему общему назначению и принципам конструктивного оформления компрессоры обладают определенным сходством с **насосами** – устройствами для создания напора и перекачки жидкостей. Вместе с тем надо помнить о коренном отличии в свойствах рабочих тел: газ *сжимаем*, жидкость практически *несжимаема*[4].

Степень сжатия. Отношение конечного давления  $p_2$ , создаваемого компрессором, к начальному  $p_1$ , при котором происходит всасывание, называют *степенью сжатия*  $c$ , т.е.  $c = p_2/p_1$ . В зависимости от значения  $c$  компрессионные машины подразделяют на вентиляторы ( $c < 1,15$ ) – машины создающие избыточное давление до  $0,015$  МПа – для транспортирования больших количеств газов при низких давлениях; газодувки ( $1,15 < c < 3,0$ ) – до  $0,2$  МПа – для транспортирования значительных количеств газов при существенных гидравлических сопротивлениях системы, в которой перемещается газ; компрессоры ( $c > 3,0$ ) – свыше  $0,2$  МПа – для создания высоких давлений.

Характеристики вентиляторов. Характеристики вентиляторов служат для исследования их работы в различных условиях и для подбора вентиляторов при проектировании вентиляционных установок.

Работа центробежного вентилятора при постоянном числе оборотов характеризуется следующими величинами:

- производительностью  $Q$ , м<sup>3</sup>/с;
- создаваемым давлением (напором)  $H$ , н/м<sup>2</sup> или  $\Delta P$ , мм вод.ст.;
- затрачиваемой мощностью  $N$ , Вт;
- коэффициентом полезного действия  $\eta$ , %.

У центробежных вентиляторов величины  $Q$ ,  $\Delta P$ ,  $\eta$  связаны между собой и изменение одной из них вызывает изменение остальных. Графические зависимости  $\Delta P = f(Q)$ ,  $N = f(Q)$ ,  $\eta = f(Q)$  называются характеристиками вентиляторов.

На основании теоретических расчетов эти характеристики с достаточной точностью построить нельзя. Поэтому на практике применяют характеристики вентиляторов, полученные опытным путем. Типичные характеристики центробежного вентилятора при некотором постоянном числе оборотов  $n_1$  показаны на рисунке 1.6.

При другом числе оборотов  $n_2$  характеристики вентилятора будут другими. Изменение величин  $Q$ ,  $\Delta P$ ,  $N$  определяется при этом следующими приближенными соотношениями:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}, \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2, \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3 \quad (1.4.1)$$

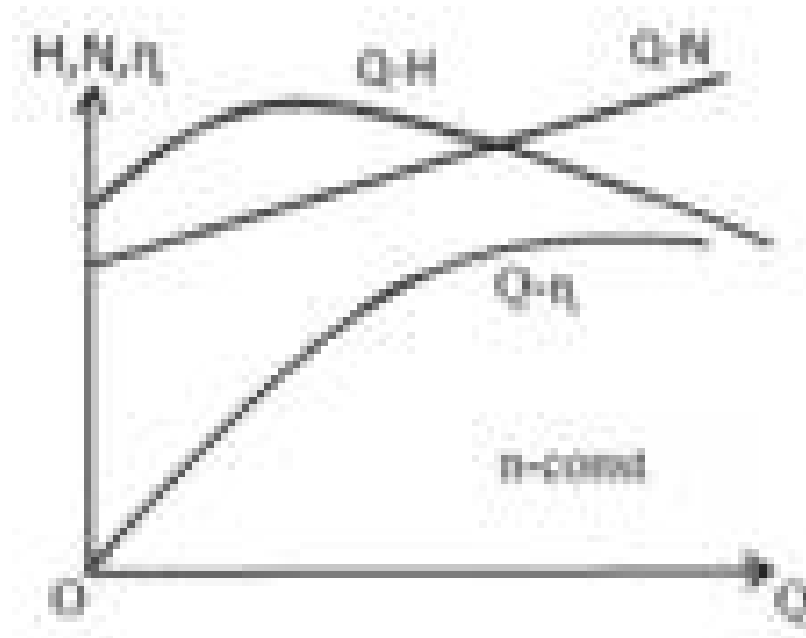


Рис. 1.6 – Характеристики центробежного вентилятора

Если по какому-либо трубопроводу или каналу (сети) проходит газ, то, как известно, давление  $H_C$ , теряемое газом при прохождении его через трубопровод (сеть) расходуется на сообщение скорости газу ( $\Delta P_{СК}$ ), на преодоление трения и всех местных сопротивлений сети ( $\Delta P_{ТР} + \Delta P_{МС}$ ), на преодоление гидростатического давления – высоты подъема ( $\Delta P_{ПОД}$ ) и на преодоление разности давлений в пространствах всасывания и нагнетания ( $\Delta P_{ДОП}$ ):

$$\begin{aligned} H_C &= \Delta P_{СК} + \Delta P_{ТР} + \Delta P_{МС} + \Delta P_{ПОД} + \Delta P_{ДОП} = \\ &= \left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \xi\right) \frac{w^2 \rho}{2} + \Delta P_{ПОД} + \Delta P_{ДОП} \end{aligned} \quad (1.4.2)$$

где  $\lambda$  – коэффициент трения;  
 $L$  – длина трубопровода, м;  
 $d$  – диаметр трубопровода, м;  
 $\xi$  – коэффициент местного сопротивления;  
 $w$  – скорость потока, м/с;

$\rho$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

Подставив в уравнение (1.4.2) значение скорости из уравнения расхода:

$$w = \frac{Q_C}{f} \quad (1.4.3)$$

получим:

$$H_C = \frac{\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma \xi\right) \rho}{2f^2} Q_C^2 + \Delta P_{\text{под}} + \Delta P_{\text{доп}} \quad (1.4.4)$$

где  $Q_C$  – расход газа, проходящего через трубопровод (сеть), м<sup>3</sup>/с;  
 $f$  – площадь поперечного сечения трубопровода, м<sup>2</sup>.

Обозначая  $\frac{1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma \xi}{2f^2} = a$ ,  $\Delta P_{\text{под}} + \Delta P_{\text{доп}} = b$  получим следующее

уравнение характеристики сети:

$$H_C = aQ_C^2 + b \quad (1.4.5)$$

Это уравнение выражает зависимость между расходом проходящего по трубопроводу газа  $Q_C$  и потерей давления в сети  $H_C$ , идущей на преодоление всех гидравлических сопротивлений трубопровода (сети).

При  $\Delta P_{\text{под}} = 0$  и  $\Delta P_{\text{доп}} = 0$  второе слагаемое правой части уравнения (1.4.5) обращается в ноль и кривая характеристики сети  $H_C = aQ_C^2$  будет проходить через начало координат.

Когда вентилятор работает на сеть, то  $Q = Q_C$  и  $H = H_C$ , так как вентилятор создает такое давление  $\Delta P_C$ , которое расходуется на преодоление полного сопротивления сети  $H_C$ .

Если на график характеристик вентилятора  $Q - H$ ,  $Q - N$ ,  $Q - \eta$  нанести кривую характеристики сети  $Q_C - H_C$  (в том же масштабе, что и  $Q - H$ ), то можно найти так называемую рабочую точку А, для которой  $Q = Q_C$  и  $H = H_C$  и определить все характеристики вентилятора при работе его на данную сеть. Положение рабочей точки дает возможность судить об экономности использования вентилятора в данных условиях.

## 1.5 Разделение жидких неоднородных систем. Осаждение. Фильтрация

Неоднородными, или гетерогенными, называют системы, состоящие по меньшей мере из двух фаз. При этом одна из фаз является сплошной, а

другая - дисперсной, распределенной в первой в раздробленном состоянии: в виде капель, пузырей, мелких твердых частиц и т. д. Сплошную фазу часто называют дисперсионной средой[5].

В зависимости от физического состояния фаз различают следующие бинарные гетерогенные системы: суспензии, эмульсии, пены, пыли, дымы и туманы.

Большинство дисперсных систем неустойчиво, т.е. имеет тенденцию к укрупнению частиц. Укрупнение капель или пузырей путем их слияния называют *коалесценцией*, а укрупнение твердых частиц вследствие их слипания – *коагуляцией*.

Методы разделения неоднородных систем. Процессы, связанные с разделением неоднородных систем, играют большую роль в химической технологии при подготовке сырья и очистке готовых продуктов, при очистке сточных вод и отходящих газов, а также при выделении из них ценных компонентов.

Применяют следующие основные методы разделения: осаждение, фильтрование и мокрую очистку газов.

*Осаждение* – процесс разделения, при котором взвешенные в жидкости или газе твердые или жидкие частицы отделяются от сплошной фазы под действием сил тяжести (отстаивание), центробежной силы (циклонный процесс и центрифугирование), сил инерции, электростатических сил (очистка газов в электрическом поле).

*Фильтрование* – процесс разделения с помощью пористой перегородки, способной пропускать жидкость или газ, но задерживать взвешенные частицы. Движущей силой процесса фильтрования является разность давлений. В случаях, когда разность давлений создается центробежными силами, процесс называют центробежным фильтрованием.

*Мокрая очистка газов* – процесс разделения, основанный на улавливании взвешенных в газе частиц жидкостью. Улавливание осуществляется, как правило, под действием сил инерции.

Выбор метода разделения зависит от концентрации дисперсных частиц, их размера, требований к качеству разделения, а также от разницы плотностей дисперсной и сплошной фаз и вязкости последней.

Структура осадков, получаемых при разделении суспензий, характеризуется размерами пор, порозностью  $\epsilon_p$ , удельной поверхностью  $f(\text{м}^2/\text{м}^3)$ .

Осаждение неоднородных систем под действием сил тяжести называется *отстаиванием*. Отстаивание в основном используется для предварительного разделения суспензий и эмульсий.

Процесс отстаивания суспензий протекает следующим образом. Суспензия заливается в аппарат (отстойник), где под действием сил тяжести более крупные частицы начинают оседать на дно, увлекая за

собой мелкие частицы. Мелкие частицы, в свою очередь, замедляют движение крупных частиц. Взаимодействие частиц при осаждении приводит к тому, что их скорости движения сближаются и становятся практически одинаковыми в каждом сечении аппарата. Однако по высоте аппарата скорости частиц различны. По мере приближения частиц к дну отстойника их движение замедляется жидкой фазой, которая вытесняется частицами и движется вверх. Через некоторое время в аппарате возникают зоны с различной скоростью движения частиц. Над слоем осадка находится *зона стесненного движения частиц*, выше нее – *зона свободного осаждения* частиц, а над ней располагается *осветленная жидкость*. Такая схема несколько упрощает действительную картину процесса, которая обычно бывает более сложной. В аппаратах непрерывного действия зоны отстаивания по высоте не изменяются, в аппаратах периодического действия высота отдельных зон изменяется во времени до момента полного разделения суспензии на осадок и осветленную жидкость.

Для того чтобы ускорить отстаивание, в суспензию добавляют небольшое количество *коагулянтов* – веществ, способствующих слипанию мелких частиц и превращению их в более крупные образования. Действие этих веществ основано на нейтрализации отталкивающих электрических зарядов мелких частиц или на создании связи между частицами с помощью высокомолекулярных соединений.

Основной характеристикой процесса отстаивания является *скорость осаждения*, которая различна для легких и тяжелых частиц, для зон стесненного и свободного осаждения.

В процессе отстаивания частицы разных размеров и плотностей взаимодействуют друг с другом, поэтому скорости их движения в той или иной мере выравниваются (в малой степени – в разбавленных суспензиях, в большей – в концентрированных).

В зоне свободного отстаивания частица диаметром  $d$  и массой  $m$  начинает двигаться под действием силы тяжести вниз. Через короткий промежуток времени сила тяжести станет равной силе сопротивления среды, в результате чего наступает равновесие. Частица начинает двигаться равномерно, с постоянной скоростью.

Скорость такого равномерного падения частицы в жидкой или газообразной среде называется *скоростью осаждения (отстаивания)*  $w_0$ .

Осаждение под действием силы тяжести (пылевые камеры, отстойники).

Для описания в критериальной форме процесса осаждения шарообразной частицы в неподвижной неограниченной среде могут быть применены критерии подобия: Архимеда  $Ar$ , Лященко  $Lu$  и Рейнольдса  $Re$ .

Наиболее удобной формой критериальной зависимости является  $Lu = f(Ar)$ .



При так называемом ламинарном режиме осаждения, когда критерии имеют значения  $Ar < 3,6$ ;  $Ly < 2 \cdot 10^{-3}$ ;  $Re < 0,2$ .

Стоксом теоретически получена следующая формула для скорости осаждения  $w_{ос}$  (в м/с) шарообразной частицы:

$$w_{ос} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18\mu_c} \quad (1.5.1)$$

Для осаждения частицы в газовой среде формула (1.5.1) упрощается, так как в этом случае величиной  $\rho_c$  можно пренебречь:

$$w_{ос} = \frac{d^2 \rho g}{18\mu_c} \quad (1.5.2)$$

где  $d$  – диаметр шарообразной частицы м;

$\rho$  – плотность частицы, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_c$  – плотность среды, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_c$  – динамический коэффициент вязкости среды, Па·с, т.е. Н·с/м<sup>2</sup>, или кг/(м·с).

**Фильтрование.** Фильтрование применяют в промышленности для тонкого разделения жидких или газовых гетерогенных систем. С его помощью можно добиться значительно более полной, чем в процессах осаждения, очистки жидкости или газа от взвешенных частиц и, соответственно, более высокого выхода продукта (если им является твердая фаза суспензии). В процессе фильтрования твердые частицы либо задерживаются на поверхности фильтровальной перегородки, образуя осадок, либо проникают в ее глубину, задерживаясь в порах. В соответствии с этим различают фильтрование с образованием осадка и фильтрование с закупориванием пор. Иногда их совмещают (применяя фильтрование с образованием осадка и закупориванием пор).

Движущей силой процесса фильтрования является разность давлений до и после фильтра. Если эта разность создается с помощью насоса, компрессора или вакуум-насоса, то происходит фильтрование под действием перепада давления, если с помощью центробежных сил – центробежное фильтрование (центрифугирование).

Для инженерных расчетов фильтровальной аппаратуры необходимо знать так называемые константы фильтрования, характеризующие гидравлическое сопротивление осадка и фильтрующей перегородки [2,6].

Скорость фильтрования суспензий (взвесей) существенным образом зависит от физических свойств и крупности твердых частиц.

По степени крупности твердых частиц, суспензии делят на:

- 1) грубые (размер частиц более 100 мкм);
- 2) тонкие (размер частиц от 100 до 0,5 мкм);
- 3) мути (жидкости с размерами твердых частиц до 0,5 мкм);
- 4) коллоидные растворы (размер твердых частиц от 100 мкм).

На практике встречаются все виды суспензий, большей частью с разными размерами частиц, то есть полидисперсные системы.

При фильтровании суспензия поступает на пористую фильтрующую перегородку, через которую жидкая фаза проходит, а взвешенные частицы остаются на поверхности фильтра в виде осадка.

Хорошая работа фильтра во многом зависит от свойств фильтрующей перегородки. Фильтрующие перегородки изготавливаются из:

- различных хлопчатобумажных тканей (бельтинг, бязь, миткаль, диагональ и др.);
- шерстяных тканей (сукно, байка, войлок);
- тканей из синтетических волокон (поливинилхлоридные, перхлорвиниловые, полиамидные, виньон, саран, орлон, лавсан и др.);
- тканей из волокон минерального происхождения (асбестовые, стеклянные) и др.

В последнее время все шире начинают применять пористые металлические, керамические и металлокерамические фильтрующие перегородки.

Выбор той или иной фильтрующей перегородки обусловлен:

- 1) пористостью (размера пор должны быть такими, чтобы частицы осадка задерживались на перегородке);
- 2) химической стойкостью к действию фильтруемой среды;
- 3) достаточной механической прочностью;
- 4) теплостойкостью при температуре фильтрования.

Рассматривая параметры, влияющие на процесс фильтрования, можно написать в самом общем виде закон фильтрования:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\Delta p}{R} \quad (1.5.3)$$

где  $dV$  – производительность по фильтрату за время  $dt$ ;

$dV/dt$  – скорость фильтрования;

$\Delta p$  – движущая сила процесса фильтрования (перепад давлений);

$R$  – сопротивление фильтрования.

Движущей силой процесса фильтрования служит разность давлений по обе стороны фильтрующей перегородки. Разность давлений может быть создана:

- 1) слоем самой суспензии, налитой на фильтр;

2) подачей суспензий на фильтр под давлением (например, в фильтрах-прессах давление достигает 1,5 МПа);

3) созданием вакуума под фильтрующей перегородкой (например, в промышленных вакуум-фильтрах вакуум составляет 600 ÷ 650 мм рт. ст.).

Сопротивление фильтрования складывается из сопротивления осадка  $R_{oc}$  и сопротивления фильтрующей перегородки (ткани)  $R_{тк}$ , то есть:

$$R = R_{oc} + R_{тк} \quad (1.5.4)$$

Так как сопротивление осадка пропорционально количеству отложившегося осадка, а, следовательно, пропорционально количеству прошедшего фильтрата, то:

$$R_{oc} = K' V \quad (1.5.4a)$$

где  $K'$  – коэффициент пропорциональности.

Сопротивление фильтрующей перегородки (ткани) можно заменить сопротивлением слоя осадка, оказывающего такое же сопротивление процессу фильтрования, какое оказывает ткань, и выразить соответствующим количеством фильтрата  $C$ , то есть:

$$R_{тк} = K' C \quad (1.5.4б)$$

тогда,

$$R = K' (V + C) \quad (1.5.4в)$$

Подставив полученное значение  $R$  в уравнение (1.5.4), разделив переменные и проинтегрировав, после небольших преобразований получим уравнение фильтрования:

$$V^2 + 2VC = K\tau \quad (1.5.5)$$

$$\text{где } K = \frac{2\Delta p}{K'} = \frac{2\Delta p}{\mu r_0 x_0}$$

$\mu$  – вязкость фильтрата;

$r_0$  – удельное сопротивление осадка;

$x_0$  – концентрация суспензии.

Размерность  $V$  можно выразить в  $\text{м}^3/\text{м}^2$  или  $\text{л}/\text{м}^2$ ,  $C$  – в  $\text{м}^3/\text{м}^2$  или  $\text{л}/\text{м}^2$ ,  $K$  – в  $\text{м}^6/(\text{м}^4 \text{ мин})$  или  $\text{л}^2/(\text{м}^4 \text{ мин})$  и  $\tau$  – в мин. Если известны константы  $K$  и  $C$  уравнения (1.5.5), то можно определить необходимую поверхность фильтрования при заданной производительности фильтра, что особенно

важно при проектировании фильтровальной аппаратура. Эти константы определяют опытным путем.

После дифференцирования уравнения (1.5.5) по  $V$ , замены первой производной отношением конечных разностей и преобразования получим следующие уравнения:

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K}; \quad \frac{\Delta\tau}{\Delta V} = \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K} = AV + B \quad (1.5.6)$$

В уравнении (1.5.6)  $\Delta\tau$  и  $\Delta V$  представляют собой приращения времени фильтрования и объема полученного фильтрата. В координатах  $V - \Delta\tau/\Delta V$  – это уравнение изображается прямой линией ДМ, наклоненной к оси абсцисс под углом  $\alpha$ , тангенс которого  $\operatorname{tg}\alpha = 2/K$ . Эта линия отсекает на оси ординат (при  $V = 0$ ) отрезок  $B = 2C/K$ .

Для определения постоянных процесса фильтрования  $K$  и  $C$  проводят опыт по разделению исследуемой суспензии на фильтре при постоянной разности давлений.

В течении опыта отмечают несколько значений объема полученного фильтрата  $V_1, V_2, V_3 \dots$  и продолжительность фильтрования  $\tau_1, \tau_2, \tau_3 \dots$ . Определяют приращения объема фильтрата  $\Delta V_1 = V_1, \Delta V_2 = V_2 - V_1, \Delta V_3 = V_3 - V_2 \dots$  и приращение продолжительности фильтрования  $\Delta\tau_1 = \tau_1, \Delta\tau_2 = \tau_2 - \tau_1, \Delta\tau_3 = \tau_3 - \tau_2 \dots$ , после чего вычисляют отношения  $\Delta\tau/\Delta V$  для всех случаев.

Для построения прямой в координатах  $V - \Delta\tau/\Delta V$  на оси абсцисс откладывают величины  $V_1, V_2, V_3 \dots$  и из полученных точек восстанавливают перпендикуляры. На каждом перпендикуляре откладывают соответствующее отношение приращений  $\Delta\tau/\Delta V$ . из полученных таким образом точек проводят горизонтальные отрезки до пересечения с левым соседним перпендикуляром. Прямую проводят через середины отрезков  $a_1 b_1, a_1 b_2$  т.д.. Это соответствует примерно средней производительности по фильтру в диапазонах изменения  $V$  от 0 до  $V_1$ , от  $V_1$  до  $V_2$ , от  $V_2$  до  $V_3$  и т.д. для соответствующих приращений  $\Delta\tau/\Delta V$  или уменьшений скорости фильтрования, так как  $\Delta\tau/\Delta V$  - величина, обратная уменьшению скорости фильтрования. Затем прямую продолжают до пересечения с осями ординат и абсцисс. Построив эту прямую по экспериментальным данным, можно определить константы процесса фильтрования  $K$  и  $C$ .

Объемная скорость прохода жидкости через фильтр, или скорость фильтрования (в  $\text{м}^3/\text{м}^2\text{с}$  или  $\text{л}/\text{м}^2\text{с}$ ), – величина переменная, непрерывно уменьшающаяся, которую для заданного момента времени от начала фильтрования определяют на основании уравнения (1.5.6) как :

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)} \quad (1.5.7)$$

## II Тепловые процессы и аппараты

Теплопередача. Промышленные способы подвода и отвода теплоты в химической аппаратуре. Теплообменные аппараты

Теплопередача – наука о процессах распространения тепла. Законы теплопередачи лежат в основе тепловых процессов – нагревания, охлаждения, конденсации паров, выпаривания и имеют большое значение для проведения массообменных процессов, протекающих с подводом или отводом тепла.

Теплопередача – перенос тепла от горячего теплоносителя к холодному теплоносителю, количество которого определяется по основному уравнению теплопередачи:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau \quad (2.1)$$

Согласно уравнению теплопередачи количество тепла (Q), передаваемое от более нагретого к более холодному теплоносителю, пропорционально поверхности теплообмена F, среднему температурному напору  $\Delta t_{cp}$  и времени  $\tau$ .

Для непрерывных процессов теплообмена уравнение теплопередачи имеет вид:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \quad (2.2)$$

K – коэффициент теплопередачи, который характеризует количество тепла (в Дж), переходящее в 1 секунду от более нагретого к более холодному теплоносителю через поверхность теплообмена 1 м<sup>2</sup> при средней разности температур равной 1 градус. Единицы измерения  $\frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}}$ ;  $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$ .

Коэффициент теплопередачи определяется по уравнению:

– для плоской стенки

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (2.3)$$

– для цилиндрической стенки

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_b \cdot r_b} + \frac{1}{\lambda} \cdot 2,3 \lg \frac{r_H}{r_b} + \frac{1}{\alpha_H \cdot r_H}} \quad (2.4)$$

где  $\alpha_1$  ( $\alpha_b$ ) – коэффициент теплоотдачи от горячего теплоносителя стенке  $\frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}}$ ,  $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$ ;

$\alpha_2$  ( $\alpha_H$ ) – коэффициент теплоотдачи от стенки холодному теплоносителю  $\frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}}$ ,  $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$ ;

$\lambda$  – коэффициент теплопроводности материала стенки  $\frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град}}$ ,  $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$ ,

выбирают из справочника для средней температуры [3, с.512];

$\delta$  – толщина стенки аппарата, м;

$\frac{\delta}{\lambda}$  – термическое сопротивление стенки;

$r_H, r_b$  – наружный и внутренний радиус трубы, м.

Расчетной величиной из основного уравнения теплопередачи является поверхность нагрева аппарата F.

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau} \quad (2.5)$$

Q – тепловая нагрузка аппарата:

$$Q = G \cdot c \cdot \Delta t \quad (2.6)$$

где G – расход теплоносителя (кг/с);

c – теплоемкость теплоносителя при средней температуре [5];

$\Delta t = t_1 - t_2$  или  $\Delta t = t_2 - t_1$  – разность температур теплоносителя на входе и выходе из аппарата;

$\Delta t_{cp}$  – средний температурный напор – движущая сила теплопередачи.

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m}} \quad (2.7)$$

$$\text{при } \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m} \leq 2,5$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2} \quad (2.8)$$

$\Delta t_6$  и  $\Delta t_m$  определяют в зависимости от направления движения теплоносителей: 1) прямоток; 2) противоток; 3) перекрестный ток; 4) однократно смешанный или 5) многократно смешанный ток (рис.2.1).

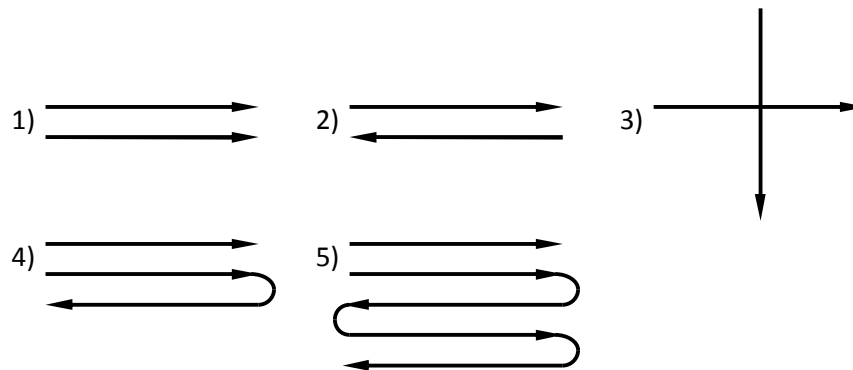


Рис. 2.1 – Схемы направлений движения теплоносителей

$\Delta t_6$  и  $\Delta t_m$  определяют как разность температур между теплоносителями на входе и выходе из аппарата. Теплопередача осуществляется в аппаратах различных конструкций, называемых теплообменниками.

Теплообменники делятся на поверхностные – в которых перенос тепла осуществляется через глухую стенку, и теплообменники смещения, в которых тепло передается от одной среды к другой при их непосредственном соприкосновении. Наиболее распространенными являются поверхностные теплообменники различных конструкций: кожухотрубчатые – одно- и многоходовые, горизонтальные и вертикальные, с жестким креплением труб в трубных решетках и с компенсирующими устройствами; двухтрубные теплообменники (типа «труба в трубе»); змеевиковые; пластинчатые теплообменники, спиральные, теплообменники с рубашками, теплообменники с оребренной поверхностью. Каждый из перечисленных аппаратов имеет свои преимущества и недостатки.

Достоинства кожухотрубчатых теплообменников: компактность, небольшой расход металла, легкость очистки труб изнутри (за исключением теплообменников с U-образными трубами), большая поверхность нагрева, высокая производительность.

Недостатки: сравнительно высокие гидравлические сопротивления, трудность очистки межтрубного пространства и малая доступность его для

осмотра и ремонта, трудность изготовления из материалов, не допускающих развальцовки и сварки.

Преимущества теплообменника «труба в трубе»: высокий коэффициент теплопередачи вследствие большой скорости обоих теплоносителей, простота изготовления, возможность эксплуатации при высоких давлениях. Недостатки: громоздкость, повышенный расхода металла на единицу поверхности нагрева (за счет наличия калачей и наружных труб), трудность очистки кольцевого сечения[2,7].



### **III Массообменные процессы и аппараты**

#### **3.1 Абсорбция**

Во многих химических производствах получают и используют газообразные продукты, представляющие собой гомогенные смеси, из которых часто приходится выделять какой-либо продукт в чистом виде, разделять смесь на составляющие ее компоненты или очищать газ от одного из компонентов.

Разделение гомогенных газовых смесей в промышленности осуществляется следующими способами:

- 1) сорбцией;
- 2) ректификацией;
- 3) физико-механическим путем, диффузией через пористые мембраны;
- 4) химическим взаимодействием.

Сорбционными в общем случае называются такие процессы, в которых происходит поглощение вещества на поверхности раздела двух фаз, независимо от его механизма. Частным случаем сорбции является абсорбция - сорбция газа при проникновении его (диффузии) в массу сорбента (жидкость), приводящая к образованию раствора. Поглощаемый газ называется абсорбтивом, а поглощающий агент – соответственно абсорбентом.

Абсорбция – процесс селективный (избирательный), то есть каждый абсорбент обладает способностью поглощать лишь некоторые вещества (абсорбтивы) и не поглощать вовсе или поглощать весьма незначительно другие вещества. Абсорбционные методы очистки газов основаны на различной растворимости газов в жидкостях. В зависимости от физико-химической основы процессы абсорбции делят на процессы физической и химической абсорбции (или хемосорбции, то есть абсорбции, сопровождающейся химической реакцией газа с хемосорбентом).

Процессы сорбции являются экзотермическими и обратимыми. Полноте извлечения компонента из газовых смесей благоприятствуют низкие температуры (10...30°C) и повышенные давления (10...30 атм.).

Повышение температуры и снижение давления способствует обратному процессу – выделению поглощенного компонента из растворителя или твердого адсорбента, то есть процессу десорбции.

При физической абсорбции взаимодействие молекул в растворе обуславливается силами Ван-дер-Ваальса. В качестве абсорбентов обычно применяют воду, органические растворители (неэлектролиты), не реагирующие с газами и их водными растворами.

В основе процесса абсорбции лежит диффузия газов в жидкость. Протекание диффузионных процессов обуславливается наличием в

системе двух фаз и возможностью перехода вещества из одной в другую, то есть сопровождается массопередачей.

Абсорбционная аппаратура должна иметь развитую поверхность соприкосновения жидкости и газа. Очистка газа проводится в аппаратах, называемых абсорберами. Особенно широкое распространение имеют аппараты, представляющие собой колонны насадочного или тарельчатого типа. Газ и жидкость подаются противотоком. Жидкость орошает насадку абсорбера или стекает с одной тарелки на другую, обеспечивая большую поверхность контакта между газом и поглотителем.

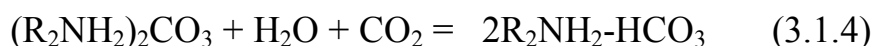
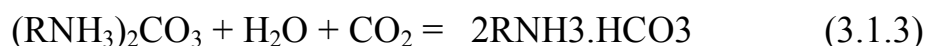
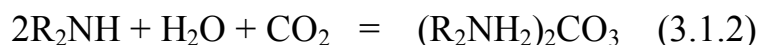
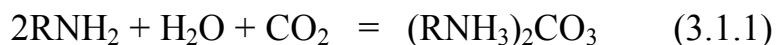
Требования к применяемым абсорбентам:

- обладать высокой сорбционной способностью по отношению к абсорбируемому газу;
- легко выделять его при регенерации;
- иметь низкую упругость пара;
- быть достаточно избирательным при поглощении одного из компонентов газа по сравнению с другими;
- обладать стойкостью по отношению к химически активным компонентам газа (например, кислороду);
- не корродировать аппаратуру;
- быть доступным для промышленного использования.

При хемосорбции молекулы газа, растворенного в жидкости, вступают в реакцию с активным компонентом абсорбента. Эффективности извлечения компонента из газовых смесей благоприятствуют низкие температуры (10...30 °С) и повышенные давления. Для очистки газов от кислых компонентов (H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub>) наилучшими абсорбентами являются водные растворы этаноламина.

Моноэтаноламин (CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>OH)NH<sub>2</sub>– жидкость с температурой кипения 170 °С. Диэтаноламин (CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>OH)<sub>2</sub>NH– бесцветные кристаллы с температурой плавления 28 °С и температурой кипения 268 °С.

В процессе поглощения сероводорода и диоксида углерода образуются карбонаты и бикарбонаты, сульфиды и бисульфиды по следующим реакциям:



В практике промышленной экологии часто используются абсорбционные процессы, в частности при очистке газовых выбросов от сероводорода, сероуглерода и оксидов углерода[3,8].

### 3.2 Перегонка жидкостей. Ректификация

Во многих химических, фармацевтических, пищевых производствах и других отраслях промышленности необходимо производить выделение чистых веществ из смеси жидкостей. Разделение жидких гомогенных смесей является важной технологической операцией как на стадии подготовки сырья так и при получении продуктов. Одной из широко распространенных методов разделения таких смесей на компоненты является перегонка жидкостей (простая перегонка или дистилляция и ректификация).

Перегонку широко используют для промышленного разделения как бинарных, так и многокомпонентных смесей не только многообразных органических, но и неорганических веществ (например, для разделения воздуха, летучих металлов или их галогенидов и других соединений).

Этот метод основан на различии летучести (давлении насыщенных паров) отдельных компонентов смеси при какой-то определенной температуре (на различии их температур кипения при каком-то определенном давлении). При перегонке жидкость нагревают до температуры кипения и часть ее испаряют (переводят в паровую фазу) с последующей конденсацией паров. Применительно к перегонке бинарной смеси, полученный конденсат (дистиллят) при этом оказывается более обогащенным летучим компонентом (низкокипящим – НК), а не испарившийся остаток (кубовый остаток) – менее летучим компонентом (высококипящим – ВК). В промышленности перегонку проводят как при обычном, так и при пониженном или повышенном давлении. Использование пониженного давления (разряжения или вакуума) снижает температуру кипения жидких смесей. Это часто оказывается необходимым, так как позволяет работать с термолабильными веществами, не выдерживающими высоких температур. Кроме того, снижение температуры перегонки нередко улучшает эффективность разделения, увеличивая разность летучести компонентов, а также позволяет использовать для подвода тепловой энергии кипящей жидкости источники теплоты с не очень высокой температурой. К повышению давления прибегают при необходимости перегонять смеси веществ, находящихся при обычном давлении в газообразном состоянии. В зависимости от степени обогащения паровой фазы легколетучим компонентом перегонка делится на два принципиально различных вида: простая перегонка (дистилляция) и сложная перегонка (ректификация).

Простая перегонка представляет собой процесс однократного частичного испарения жидкой смеси, отвода и конденсации образующихся паров. Она не позволяет добиться полного разделения жидкой смеси на компоненты и дает лишь дистиллят, обогащенный НК и кубовый остаток, обогащенный ВК. Поэтому ее обычно используют для предварительного разделения сложных смесей, очистки от смол, предварительной очистки в процессе получения сверхчистой воды.

Для полного разделения жидких смесей на компоненты в промышленной практике чаще применяют ректификацию. Она представляет собой процесс многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров. Процесс осуществляется путем непрерывного контакта противоточных потоков пара и жидкости, имеющих различную температуру, и проводится обычно в колонных аппаратах.

Для разделения азеотропных смесей с очень близкими летучестями компонентов, а также смесей чрезвычайно термически нестойких веществ на практике используют различные специальные виды перегонки: азеотропную, экстрактивную, молекулярную[2,3,9].

Для физико-химической характеристики бинарных систем жидкость-пар пользуются фазовыми диаграммами. Если обозначить через  $X$  состав жидкой фазы, а через  $Y$  состав паровой фазы, при постоянном давлении ( $P = const$ ), зависимость температур кипения жидкости и конденсации паров от составов жидкой и паровой фаз изображается на плоскости диаграммой (рис. 3.1).

t

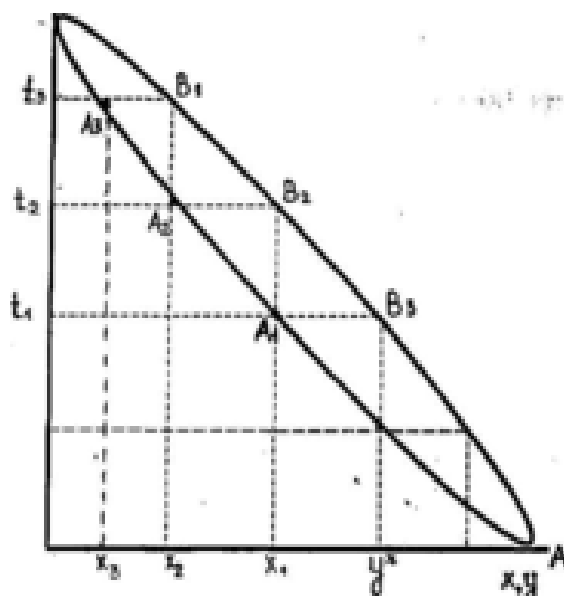


Рис. 3.1 – Зависимость температуры кипения жидкости и конденсации паров от составов жидкой и паровой фаз

На этой диаграмме нижняя линия называется линией кипения. Она получена следующим образом: на оси абсцисс откладывают составы смесей  $X_1, X_2, X_3$ , соответствующие температурам кипения этих смесей  $t_1, t_2, t_3$  на оси ординат при постоянном давлении. Верхняя линия называется линией конденсации. Для ее построения откладывают определенные по закону Рауля равновесные составы паров  $Y_1, Y_2, Y_3$  и проводят из соответствующих точек прямые до пересечения с изотермами, отвечающие температурам  $t_1, t_2, t_3$ . При  $P = const$  зависимость между равновесными составами фаз изображается диаграммой равновесия  $Y^* = f(X)$ .

Перегонка осуществляется периодическим или непрерывным способом. Если простая перегонка проводится периодически, то в ходе отгонки содержание низкокипящего компонента (НК) в кубовой жидкости уменьшается. Вместе с тем, изменяется во времени и состав дистиллята, который обогащается НК по мере протекания процесса. В связи с этим отбирают несколько фракций дистиллята, имеющих различный состав по НК. Для составления материального баланса простой перегонки примем, что в кубе в некоторый момент времени  $\tau$  содержится  $L$  кг перегоняемой смеси, имеющей текущую концентрацию  $x$  (по НК). Масса НК в жидкости в этот момент равна  $Lx$ .

Пусть за бесконечно малый промежуток времени  $d\tau$  испарится  $dL$  кг смеси и концентрация жидкости в кубе уменьшается на величину  $dx$ . При этом образуется  $dL$  кг пара, равновесного с жидкостью и имеющего концентрацию  $y^*$ . Количество НК в паре будет равно  $dLy^*$ . Соответственно остаток жидкости в кубе составит  $(L - dL)$  кг, а ее концентрация будет  $(x - dx)$ . Тогда материальный баланс по НК выразится уравнением:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^* \quad (3.2.1)$$

Раскрывая скобки и пренебрегая произведением  $dL dx$  как бесконечно малой величиной второго порядка, после разделения переменных получим:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x} \quad (3.2.2)$$

Это дифференциальное уравнение должно быть проинтегрировано в пределах изменения массы жидкости в кубе от начального количества ( $L = F$ ) до конечного ( $L = W$ ); где  $F$  – количество исходной смеси, или питание;  $W$  – масса остатка и падения ее концентрации от  $x_F$  до  $x_W$  за всю операцию перегонки:

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (3.2.3)$$

В результате интегрирования получим:

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (3.2.4)$$

где  $F$ ,  $x_F$  – количество исходной смеси и ее состав по НК, соответственно;  $W$ ,  $x_W$  – количество кубового остатка и его состав по НК, соответственно;  $y^*$ ,  $x^*$  – равновесные концентрации по НК в паре и жидкости, соответственно.

Интегральное уравнение материального баланса простой перегонки (7.4) решают графически, либо с применением ЭВМ.

Для графического вычисления интеграла (3.2.4) строится график зависимости  $\frac{1}{y^* - x}$  от  $x$  (рис. 3.2), на которой обозначают пределы интегрирования  $x_F$  и  $x_W$ . При графическом вычислении интеграла берут последовательно различные значения  $x$  в пределах от  $x_W$  до  $x_F$ , затем находят по таблице или диаграмме  $y^* = \varphi(x)$  соответствующие им значения  $y^*$ , вычисляют значение  $1/(y^* - x)$  и строят кривую (рис. 3.2).

Площадь заштрихованной фигуры, ограниченной кривой, осью абсцисс и пределами интегрирования от  $x_F$  до  $x_W$ , будет равна численному значению искомого интеграла (с учетом масштабов диаграммы).

$$SM_x M_y = \ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (3.2.5)$$

где  $M_x$  – масштаб по оси абсцисс;  
 $M_y$  – масштаб по оси ординат.

Средний состав дистиллята вычисляется по уравнению материального баланса для низкокипящего компонента:

$$Fx_F = Wx_W + (F - W)x_{Pcc} \quad (3.2.6)$$

откуда определяют концентрацию дистиллята по НК:

$$x_{Pcc} = \frac{Fx_F - Wx_W}{F - W} \quad (3.2.7)$$

где  $F - W = D$  – количество перегнанной жидкости (дистиллята).

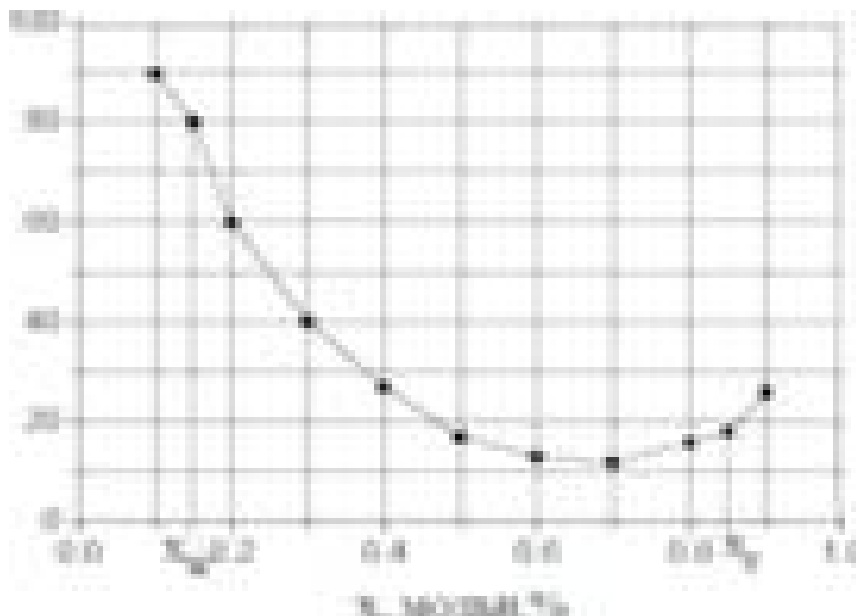


Рис. 3.2 – Графическое вычисление интеграла

### 3.3 Экстракция в системе «жидкость – жидкость»

Экстракция в системе «жидкость – жидкость» – это массообменный процесс, протекающий с участием двух ограниченно растворимых жидкостей (фаз), между которыми при их смешении распределяется экстрагируемое вещество (целевой компонент).

При частичной взаимной растворимости первичного растворителя и экстрагента (что и наблюдается в данной лабораторной работе) после проведения процесса экстракции и отстаивания каждая из образовавшихся фаз представляет собой трехкомпонентный раствор. Определение состава жидких тройных смесей, а также построение линии равновесия (бинодальной кривой) и расчет основных характеристик процесса в этом случае осуществляется по треугольной диаграмме (рис. 3.3).

Вершины треугольника соответствуют 100 % содержанию отдельных компонентов А, В и С, точка на любой стороне треугольника выражает состав бинарной смеси ( $F = A + B$  или  $E = B + C$ ), а точка внутри треугольника – состав трехкомпонентной системы. Кривая равновесия строится при постоянной температуре по опытным данным – точкам, отвечающим равновесному содержанию извлекаемого компонента В, в двух расслоившихся после перемешивания фазах – экстракте и рафинате. На рис. 3.3 – это точки 1 и 1', 2 и 2' и т. д.; линии, соединяющие эти точки, называются хордами равновесия, или конодами. На две фазы будут расслаиваться только те смеси, средний состав которых выражается точкой, расположенной внутри кривой равновесия, например точкой М.

Смеси, состав которых выражается точкой, лежащей за кривой равновесия, гомогенны, т. е. не расслаиваются.

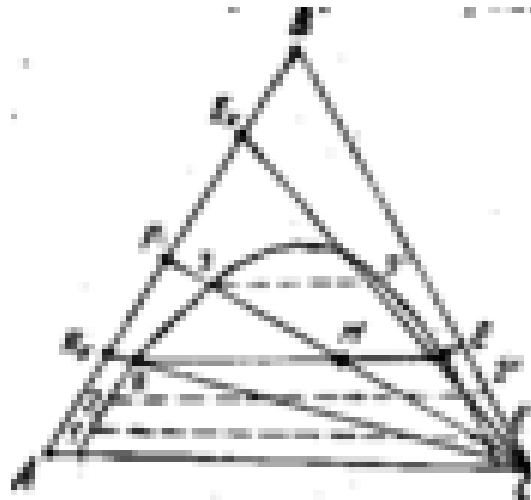


Рис. 3.3– Изображение процесса экстракции на треугольной диаграмме

При смешении двух растворов, например исходной смеси, состоящей из двух компонентов (точка F) и чистого растворителя (точка C), получается новая смесь, состав которой выражается точкой M, лежащей на прямой, соединяющей F и C. Положение точки M, т. е. состав смеси, определяется уравнением материального баланса:

$$M = F + C = R + E \quad (3.3.1)$$

и правилом рычага:

$$F \times FM = C \times CM \text{ или } F/C = CM/FM \quad (3.3.2)$$

где F, C и M – количество смешиваемых и образующегося раствора (смеси);

R и E – количество рафината и экстракта;

FM и CM – величина (мм) отрезков прямых на треугольной диаграмме.

Зная положение хорды равновесия, проходящей через точку M (или построив ее по опытным данным, полученным в ходе эксперимента) и применяя то же правило рычага можно определить массу рафината и экстракта:

$$R \times RM = E \times EM; R/E = EM/RM \quad (3.3.4)$$



или

$$R/M = ME/RE; R = M \times (ME/RE) \quad (3.3.5)$$

Для определения состава рафината проводят через точки С и R луч до пересечения со стороной АВ треугольника. Точка RK определяет состав конечного рафината (после отгонки вторичного растворителя С). Аналогично, проводя луч через точки С и Е, находят точку ЕК, выражающую состав экстракта (без экстрагента).

При однократном смешении исходной смеси и экстрагента степень извлечения растворенного вещества сравнительно невелика. С целью более полного извлечения того или иного компонента применяют многоступенчатую экстракцию, которая в промышленных условиях осуществляется обычно непрерывно противотоком. В лабораторных условиях эту операцию проводят последовательно, обрабатывая рафинат новыми порциями свежего растворителя (перекрестный ток)[2,10,11].

### 3.4 Адсорбция

Адсорбцией называется процесс избирательного поглощения одного или нескольких компонентов газовой или жидкостной смеси поверхностью твёрдого поглотителя (адсорбента).

Поглощаемый компонент (ПК), содержащийся в сплошной среде (газе, жидкости) именуется адсорбтивом, содержащийся в сорбенте – адсорбатом.

Процесс адсорбции сопровождается выделением теплоты, величина которой зависит от характера взаимодействия адсорбированных молекул с поверхностью. Согласно этому, различают физическую и химическую адсорбцию.

Физическая адсорбция обуславливается действием Ван-дер-ваальсовых сил. Количество выделяемой теплоты при адсорбции примерно соответствует величинам теплоты испарения (1-5 ккал/моль для простых молекул и 10-20 ккал/моль для больших молекул). Физическая адсорбция – обратимый процесс.

Химическая адсорбция – необратимый процесс. Количество теплоты, выделяемое при химической адсорбции, близко к количеству теплоты химической реакции (10-100 ккал/моль). Химическая адсорбция возрастает с повышением температуры, физическая адсорбция с ростом температуры уменьшается – происходит десорбция.

Адсорбция используется для очистки газовых (жидких) смесей от нежелательной примеси или для выделения этой примеси в качестве целевого продукта; оптимальной является реализация совместно обеих целей, т.е. приближение технологии к безотходной. Благодаря

селективности поглощения различных компонентов адсорбция является одним из эффективных процессов разделения. Вместе с тем она составляет одну из стадий проведения гетерогенной химической реакции – каталитической или некаталитической.

После осуществления адсорбции, производят десорбцию адсорбента. Это позволяет извлечь из сорбента ПК (нередко – целевой продукт) и вновь использовать освобождённый от него сорбент. Для этого необходимо провести активацию сорбента, чтобы восстановить его адсорбционные свойства. Стадии десорбции и активации адсорбента представляют собой его регенерацию.

Адсорбция широко применяется в химической технологии:

- для осушки газов и их очистки с выделением целевых компонентов;
- для извлечения (регенерации) растворителей из газовых или жидких смесей;

- для осветления растворов;

- для очистки газовых выбросов и сточных вод;

- в аналитических целях (метод хроматографии).

Успех процесса адсорбции во многом определяется выбором адсорбента.

Основные требования к адсорбентам: селективность; возможно большая поглотительная способность; приемлемая стоимость и доступность; лёгкость десорбции и регенерации; высокая механическая прочность; удобство в работе; негорючесть, малое эрозионное воздействие на элементы аппаратуры.

Соответственно требованию высокой поглотительной способности, адсорбенты чаще всего – высокопористые твёрдые вещества, используемые в виде зёрен размером от долей миллиметра до нескольких миллиметров.

В зависимости от размеров различают микропоры, промежуточные поры (мезопоры), макропоры. К микропорам относят поры с радиусом до  $20 \text{ \AA}$  ( $1 \text{ \AA} = 10^{-10} \text{ м}$ ), они соизмеримы с размерами молекул ПК. Удельная поверхность достигает от нескольких сотен до  $2000 \text{ м}^2/\text{ч}$ .

Промежуточными считают поры радиусом от  $20$  до  $1000\text{-}2000 \text{ \AA}$ ; удельная поверхность здесь от  $10$  до  $500 \text{ м}^2/\text{ч}$ . Полагают, что мезопоры выполняют две роли: собственно адсорбционную и транспортную (перенос молекул ПК к микропорам).

Макропоры (их радиус превышает  $2000 \text{ \AA}$ ) отличаются небольшой удельной поверхностью (до нескольких квадратных метров на  $1$  грамм). Основная их роль – транспортная: перенос ПК к микро- и мезопорам.

К наиболее распространённым промышленным сорбентам относятся: активированные угли (АУ), силикагели и алюмогели, цеолиты, иониты.

Равновесие между фазами. При адсорбции молекулы газа или пара концентрируются на поверхности адсорбента под влиянием молекулярных

сил притяжения. Этот процесс часто сопровождается химическим взаимодействием, а также конденсацией пара в капиллярных порах твердого адсорбента. Общепризнанной теории адсорбции еще нет. Согласно широко распространенному взгляду, адсорбция происходит под действием электрических сил, обусловленных взаимодействием зарядов молекул адсорбента и помещаемого вещества. По другой теории адсорбционные силы носят химический характер и природа их объясняется наличием свободных валентностей на поверхности адсорбента.

Независимо от характера сил, вызывающих адсорбцию, при достаточном времени соприкосновения фаз наступает адсорбционное равновесие, при котором устанавливается определенная зависимость между концентрацией адсорбированного вещества  $X$  (в кг/кг адсорбента) и его концентрацией  $Y$  в фазе, соприкасающейся с адсорбентом:

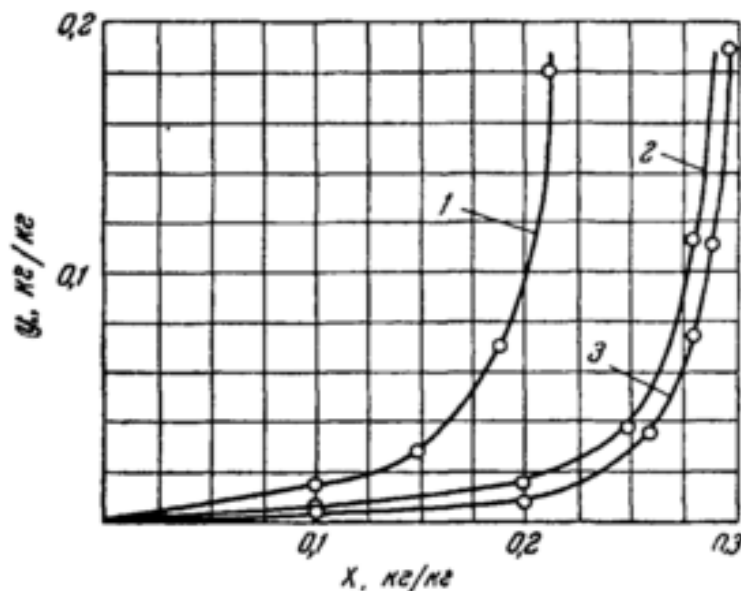
$$X = AY^{1/n} \quad (3.4.1)$$

где  $Y$  – равновесная концентрация (кг/кг инертной части парогазовой смеси или раствора);

$A$  и  $n$  – коэффициенты, определяемые опытным путем, причем  $n \geq 1$ .

Зависимость (3.4.1) соответствует определенной температуре и изображается кривой, которая носит название *изотермы адсорбции*.

Изотермы адсорбции некоторых веществ приведены на рис.3.4.



1 – для этилового эфира; 2 – для этилового спирта; 3 – для бензола

Рис. 3.4 – Изотермы адсорбции (при 20 °С)

Концентрация адсорбируемого вещества в смеси при постоянной температуре пропорциональна его давлению.

Поэтому уравнение (3.4.1) может быть представлено в виде

$$X = A_1 P^{1/n} \quad (3.4.2)$$

где  $A_1$  – коэффициент пропорциональности;

$P$  – равновесное давление поглощаемого вещества в паро-газовой смеси.

Основными факторами, влияющими на протекание процесса адсорбции, являются: свойства адсорбента, температура, давление, свойства поглощаемых веществ и состав фазы, из которой они адсорбируются.

Равновесная концентрация  $X$  уменьшается с повышением температуры и увеличивается с возрастанием давления.

Таким образом, адсорбция ускоряется при понижении температуры или при повышении давления.

Те же факторы влияют в обратном направлении на процесс десорбции, проводимый обычно после адсорбции.

Десорбция ускоряется с повышением температуры адсорбента и снижением давления над ним, а также при пропускании через адсорбент паров, вытесняющих поглощенное вещество.

Адсорбенты характеризуются статической и динамической активностью. После некоторого периода работы адсорбент перестает полностью поглощать извлекаемый компонент и начинается «проскок» компонента через слой адсорбента. С этого момента концентрация компонента в отходящей парогазовой смеси возрастает вплоть до наступления равновесия.

Количество вещества, поглощенного единицей веса (или объема) адсорбента за время от начала адсорбции до начала «проскока», определяет *динамическую активность* адсорбента.

Количество вещества, поглощенное тем же количеством адсорбента за время от начала адсорбции до установления равновесия, характеризует *статическую активность*.

Активность адсорбента зависит от температуры газа и концентрации в нем поглощаемого компонента.

Динамическая активность всегда меньше статической; поэтому расход адсорбента определяется по его динамической активности [1-5].

### 3.5 Тепловая сушка

Тепловая сушка или просто сушка – процесс удаления влаги из твердых пастообразных влажных материалов путем ее испарения и отвода образующих паров. Сушка является наиболее распространенным способом удаления влаги из твердых, пастообразных материалов, а также из растворов.

Различают следующие способы сушки:

– конвективная сушка, при которой сушильный агент непосредственно соприкасается с высушиваемым материалом.

– контактная сушка, при которой высушиваемый материал нагревается теплоносителем через стенку.

– радиационная — сушка инфракрасными лучами.

– диэлектрическая — сушка токами высокой частоты.

– сублимационная - сушка в замороженном состоянии.

В промышленности наиболее распространенным способом является конвективная сушка как наиболее простая и дешевая.

Однако, при высушивании тонкослойных материалов (бумаги, тонкой ткани) предпочтительной является радиационная сушка, поскольку влага во много раз быстрее удаляется за счет большой энергии инфракрасных лучей, излучаемых различными источниками (электролампы, экраны). При этом высушиваемый материал нагревается до температуры более высокой, чем температура окружающей среды. Во всех случаях независимо от способа сушки во всех случаях необходимо знать закономерности равновесия между влажными материалами к его поверхности и от поверхности в окружающую среду.

Влажность материала  $W$  может быть рассчитана по отношению к его общему количеству  $G$  и по отношению к количеству находящегося в нем абсолютно сухого вещества  $G_c$ .

Влажность, отнесенная к общему количеству материала, в %:

$$W = \frac{G_{вл}}{G} \cdot 100 \quad (3.5.1)$$

Влажность, отнесенная к количеству абсолютно сухого материала, %:

$$W^c = \frac{G_{вл}}{G_c} \cdot 100 \quad (3.5.2)$$

При этом,

$$G = G_c + G_{вл} \quad (3.5.3)$$

где  $G_{вл}$  – количество содержащейся в материале влаги, кг.

Количество абсолютно сухого материала не меняется в процессе сушки и для упрощения расчетов обычно пользуются величинами  $W^C$ .

Влажность, отнесенная к количеству абсолютно сухого материала  $W^C$ , и влажность, рассчитанная на его общее количество  $W$ , связаны между собой зависимостью, в %:

$$W^C = \frac{W}{100 - W} 100 \quad (3.5.4)$$

или

$$W = \frac{W^C}{100 + W^C} 100 \quad (3.5.5)$$

Рассмотрим изменение состояния материала в процессе сушки (рис. 3.5).

При изменении влажности от  $W_1$  до  $W_2$  материал содержит свободную влагу ( $P_M = P_n$ ) и находится во влажном состоянии. При этом изменении влажности от  $W_2$  до  $W_p$ , материал содержит связанную влагу ( $P_M < P_n$ ) и находится в гигроскопическом состоянии. Точка  $A$  называется гигроскопической, соответствующая ей влажность  $W_r$  – гигроскопической влажностью. Также как и во всей области влажного состояния, в точке  $A$ , соответствующей  $\phi = 100\%$ ,  $P_M = P_n$ .

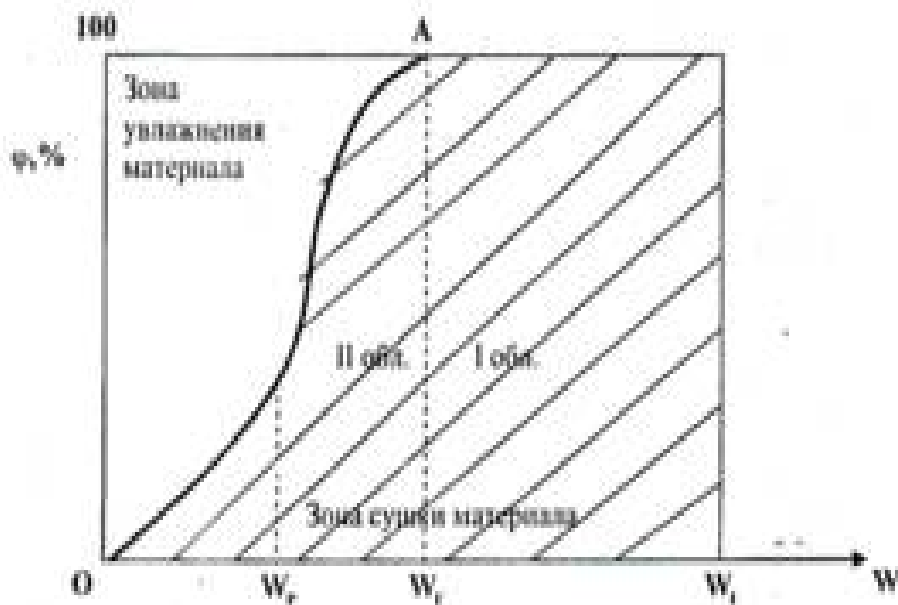


Рис. 3.5– Изменение влажности материала в процессе сушки

Гигроскопическая влажность  $W_2$  находится на границе свободной и связанной влаги в материале. Свободная влага будет удаляться из материала при любой относительной влажности окружающей среды меньше 100% ( $\phi < 100\%$ ).

Удаление связанной влаги возможно лишь при той относительной влажности окружающей среды, которой соответствует влажность материала, большая равновесной.

На рис.3.5 вся область, где материал может сушиться, заштрихована.

При гигроскопическом состоянии материала, отвечающем области над кривой равновесной влажности, возможно увлажнение материала, но не его сушка (рис. 3.6).

$$K_2 = \frac{W_{KP2} - W_{KP1}}{\tau_2 - \tau_1} \quad (3.5.6)$$

где  $K_2$  – константа скорости периода постоянной скорости.

$(\tau_2 - \tau_1)$  – продолжительность зоны II.

В зоне III влажность описывается уравнением:

$$W_{KP2} = W_{KP1} e^{-2,103} - K_3(\tau_3 - \tau_2) \quad (3.5.7)$$

где  $K_3 = -2,303 \frac{\lg W_{KP2} - \lg W_{KP1}}{\tau_3 - \tau_2}$

Тогда общее уравнение сушки составит:

$$W = [W_m - K_1 \tau] + [W_{KP1} - K_2(\tau_2 - \tau_1)] + [W_{KP1} e^{-2,103} - K_3(\tau_3 - \tau_2)] \quad (3.5.8)$$

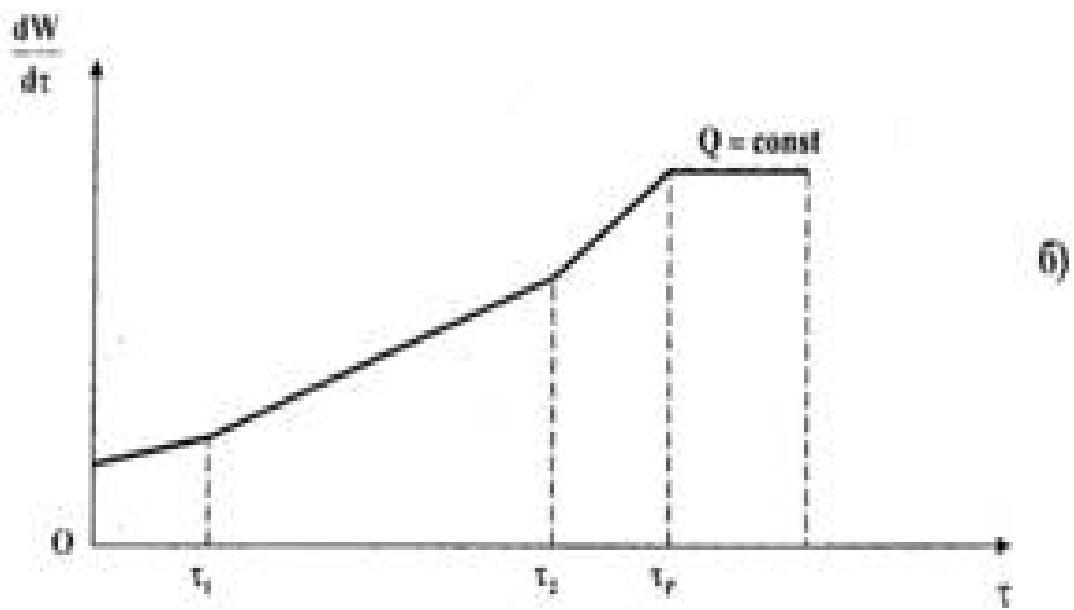
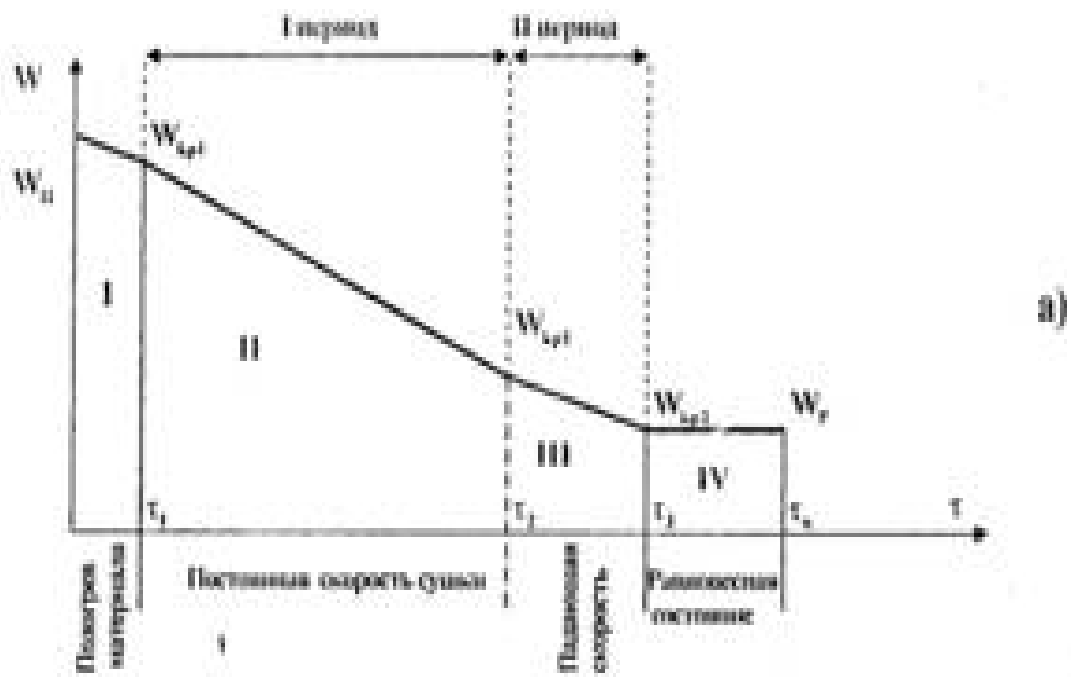


Рис. 3.6 –Кривые сушки (а) и нагрева влажного материала (б)



## IV Экспериментальная часть

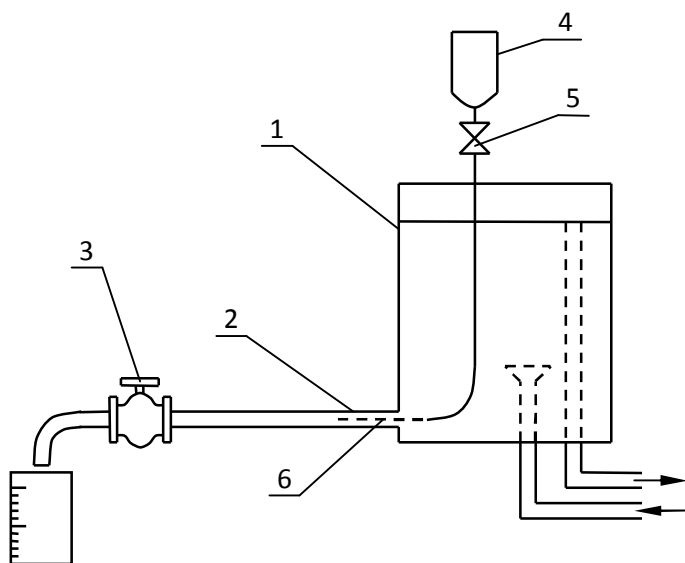
### Лабораторная работа №1

#### Тема: Определение режима течения жидкости

*Цель работы:* ознакомление с различными режимами движения жидкости, определение критической скорости движения жидкости расчетным путем и по графику  $Re - w$ .

#### *Последовательность проведения работы*

На рис. 1.1 представлена схема лабораторной установки.



1 – резервуар; 2 – труба; 3 – кран; 4 – бачок с темной краской; 5 – кран; 6 – капилляр

Рис. 1.1 – Схема лабораторной установки

К сосуду (1), в котором поддерживается постоянный уровень воды, присоединена горизонтальная трубка (2). В эту трубку по ее оси через капиллярную трубку (6) вводится тонкая струйка окрашенной воды (индикатор). При небольшой скорости воды в трубе (2) окрашенная струйка вытягивается в горизонтальную нить, которая не размываясь достигает конца трубы. Это свидетельствует о том, что пути частиц прямолинейны и параллельны друг другу. Это ламинарный режим.

Если скорость воды в трубе (2) увеличить, то окрашенная струйка приобретает волнообразное движение. Это объясняется тем, что отдельные частицы движутся не параллельно друг другу, а перемешиваются в поперечном направлении. Это – переходный режим.

При дальнейшем увеличении скорости жидкости в трубе (2) окрашенная струйка смешивается с основной массой жидкости и окрашивает ее всю. Значит, частицы движутся по запутанным, хаотическим траекториям. Наблюдается турбулентный режим.

Устанавливая в трубе (2) различные расходы жидкости (при различных скоростях) наблюдают визуальную картину режима движения жидкости[11].

#### *Обработка опытных данных*

Полученные экспериментальные и расчетные данные записывают в отчетную таблицу. Необходимые для расчетов данные о физических свойствах воды ( $\mu$ ,  $\rho$ ) берут из таблицы 1 (приложение А)

По результатам эксперимента строят график (на миллиметровой бумаге) зависимости  $Re = f(w)$  и по графику определяют  $w_{кр}$  – критическую скорость движения воды в трубе при  $Re = 2320$ .

Таблица 1.1 – Отчетная таблица

| Показатели  | Прямой опыт |   |   |   | Обратный опыт |   |   |   |
|---|-------------|---|---|---|---------------|---|---|---|
|   | 1           | 2 | 3 | 4 | 5             | 6 | 7 | 8 |
| Объем вытекающей воды $V$ , м <sup>3</sup>                              |             |   |   |   |               |   |   |   |
| Время истечения $\tau$ , с  |             |   |   |   |               |   |   |   |
| Секундный расход воды $V_c = V/\tau$ , м <sup>3</sup> /с                |             |   |   |   |               |   |   |   |
| Площадь сечения потока $F = \frac{1}{4} \pi \cdot d^2$ , м <sup>2</sup> |             |   |   |   |               |   |   |   |
| Средняя скорость движения воды<br>$w_{cp} = \frac{V_c}{F}$ , м/с        |             |   |   |   |               |   |   |   |
| Число Рейнольдса $Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu}$                |             |   |   |   |               |   |   |   |
| Температура воды, °С  |             |   |   |   |               |   |   |   |
| Визуальные наблюдения режима потока                                     |             |   |   |   |               |   |   |   |

#### *Контрольные вопросы:*

1 Основные физические свойства жидкостей: плотность, удельный вес, давление, вязкость

2 Скорость и расход жидкости

3 Гидравлический радиус и эквивалентный диаметр

4 Режимы движения жидкости

5 Распределение скоростей при ламинарном и турбулентном движении

## Лабораторная работа № 2

### Тема: Определение местных сопротивлений трения трубопровода

*Цель работы:* опытное определение коэффициента трения и местных сопротивлений и сравнение опытных значений  $\lambda$  и  $\xi$  с расчетными и табличными данными, а также построение графика зависимости  $\lambda = f(\text{Re})$  или  $\xi = f(\text{Re})$ .

#### *Описание установки*

Лабораторная установка (рис.2.1) состоит из системы трубопроводов, диафрагмы (4); приспособлений, вызывающих местные сопротивления (вентиль, колено, повороты, внезапное сужение и расширение), системы манометров. Включение установки в работу осуществляется плавным поворотом регулировочного вентиля (11), т.к. при резком открытии вентиля может произойти выброс воды из диф.манометра. Расход воздуха контролируется диф.манометром (7). С помощью диф.манометров (5, 6, 8, 9, 10) замеряется сопротивление на различных участках трубопровода. Результаты измерений записываются в протокол испытаний. Необходимо сделать пять, шесть замеров для различных расходов воздуха.

#### *Обработка опытных данных*

Потери напора в трубе между двумя сечениями можно определить по уравнению Бернулли:

$$Z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{W_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{W_2^2}{2g} + h_n$$

или

$$h_n = (Z_1 - Z_2) + \frac{P_1 - P_2}{\rho g} + \frac{W_1^2 - W_2^2}{2g}$$

Так как перепад давления по высоте в импульсных точках подключения диф.манометров незначителен, то примем, что нивелирные высоты равны:  $Z_1 = Z_2$ .

Перепад давления потока в двух сечениях трубопровода можно определить по уравнению:

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \Delta h_m \cdot (\rho_m - \rho_2) \cdot g$$

Подставляя (2.3) в (2.2), получим:

$$h_n = \frac{\Delta h_m \cdot (\rho_m - \rho_z)}{\rho_z} + \frac{W_1^2 - W_2^2}{2g}$$

где  $\rho_m$  – плотность манометрической жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

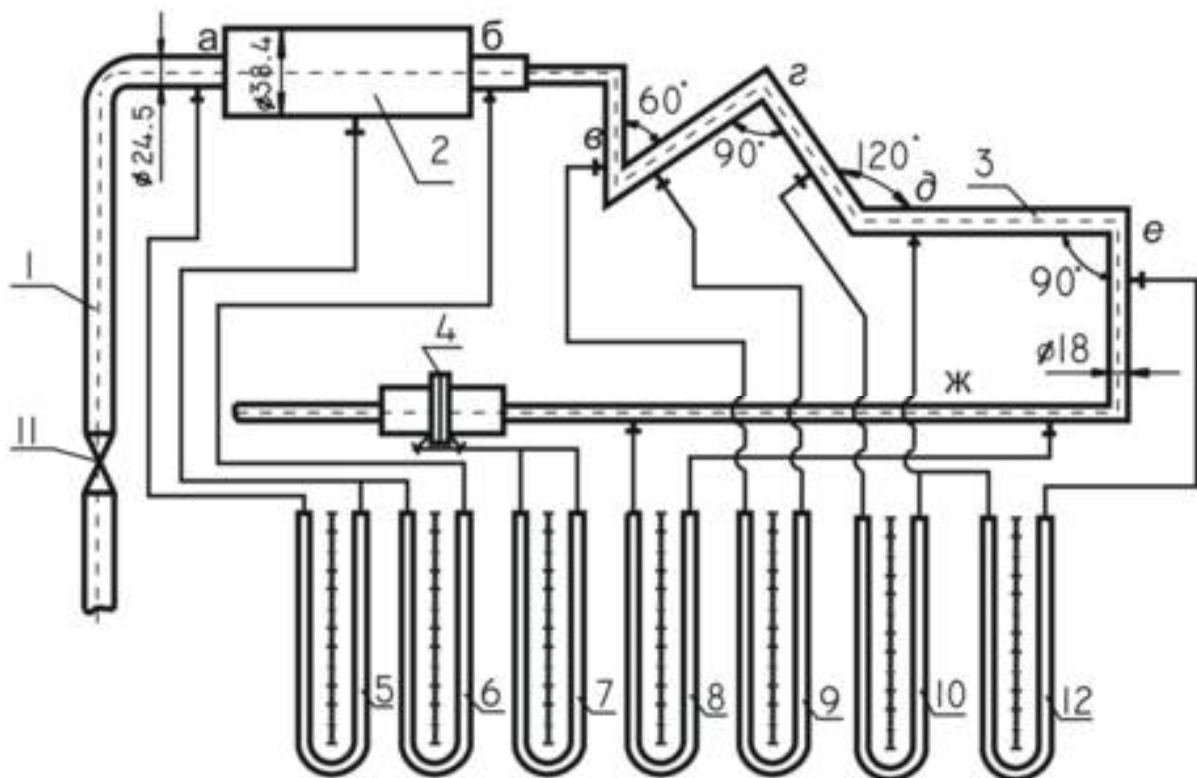
$\Delta h_m$  – показания диф.манометра, м;

$\rho_z$  – плотность воздуха, кг/ м<sup>3</sup>;

$W_1, W_2$  – скорость воздуха в первом и втором сечении, м/с.

При расчете сопротивление по длине трубопровода не меняется, поэтому второе слагаемое в уравнении становится равным нулю и уравнение принимает вид:

$$h_n = \frac{\Delta h_b \cdot (\rho_m - \rho_z)}{\rho_z}$$



1 – первый участок трубы,  $d = 24,5$  мм; 2 – второй участок (расширение),  $d = 38,4$  мм; а – внезапное расширение; б, в, г, д, е – повороты; ж – прямой участок; 3 – третий участок,  $d = 18$  мм; 4 – диафрагма,  $d = 9$  мм; 5, 6, 7, 8, 9, 10, 12 – диф.манометры; 11 – вентиль

Рис. 2.1– Схема установки

### Порядок проведения расчета

Определить объемный расход воздуха в трубе для всех опытов по уравнению расхода:

$$V_c = \alpha \cdot f \cdot \sqrt{2g \cdot \Delta h_m \cdot \frac{\rho_m - \rho_z}{\rho_z}}$$

где  $V_c$  – секундный расход воздуха в трубе, м<sup>3</sup>/с;  
 $\alpha$  – коэффициент расхода диафрагмы,  $\alpha = 0,62$ ;  
 $f$  – площадь поперечного сечения диафрагмы, м<sup>2</sup>;  
 $d$  – диаметр диафрагмы,  $d = 0,006$  м;  
 $\Delta h_m$  – показания диафрагмового диф.манометра, м;  
 $\rho_m$  – плотность манометрической жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\rho_z$  – плотность воздуха при этих условиях, кг/м<sup>3</sup>.

Определить среднюю скорость в сечениях до и после сопротивления:

$$W_{cp} = \frac{V_c}{F}$$

где  $F$  – площадь поперечного сечения трубы, м<sup>2</sup>.

Определить перепад давления на линейном участке:

$$\Delta P = \Delta h_m \cdot (\rho_m - \rho_z) \cdot g$$

где  $\Delta h_m$  – показание диф.манометра на прямом участке, м.

Определить опытный коэффициент трения по формуле:

$$\lambda = \frac{2 \cdot \Delta P \cdot d_3}{L \cdot W^2 \cdot \rho_z}$$

где  $d_3$  – эквивалентный диаметр живого потока, м; для круглой трубы  $d_3 = d_{\text{н}}$ , м

Определить числовое значение числа Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{W d_p}{\mu}$$

Таблица 2.1 – Протокол наблюдений

| Расход воздуха             |                | Показания диф.манометров, мм вод. ст. |                           |                                  |                                |                                  |                                 | мм. рт. ст.          | К                   |  |
|----------------------------|----------------|---------------------------------------|---------------------------|----------------------------------|--------------------------------|----------------------------------|---------------------------------|----------------------|---------------------|--|
| Показания диф.манометра 7. | Расход воздуха | Расширение – диф.манометр 5.          | Сужение – диф.манометр 6. | Поворот на 60° – диф.манометр 9. | Поворот 90° – диф.манометр 12. | Поворот на 120°– диф.манометр 10 | Прямой участок трубы, l = 1,8 м | Атмосферное давление | Температура воздуха |  |
|                            |                |                                       |                           |                                  |                                |                                  |                                 |                      |                     |  |
|                            |                |                                       |                           |                                  |                                |                                  |                                 |                      |                     |  |
|                            |                |                                       |                           |                                  |                                |                                  |                                 |                      |                     |  |
|                            |                |                                       |                           |                                  |                                |                                  |                                 |                      |                     |  |
|                            |                |                                       |                           |                                  |                                |                                  |                                 |                      |                     |  |
|                            |                |                                       |                           |                                  |                                |                                  |                                 |                      |                     |  |

Установить режим движения воздуха, выбрать формулу для расчета коэффициента трения, вычислить его.

Сравнить опытное значение коэффициента трения с расчетным по формуле:

$$\Delta = \frac{\lambda - \lambda_{расч}}{\lambda} \cdot 100\%$$

Определить перепад давления на участке с местным сопротивлением:

$$\Delta P_{мс} = \Delta h_{мс} \cdot (\rho_{жс} - \rho_2) \cdot g$$

где  $\Delta h_{мс}$  – показание соответствующего дифференциального манометра, м;  
 $\rho_{жс}$  – плотность манометрической жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\rho_2$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>.

Рассчитать значение коэффициента местного сопротивления по формуле:

$$\xi_{mc} = \frac{2 \cdot \Delta P_{mc}}{\omega^2 \cdot \rho_2}$$

где  $\omega$  – средняя скорость потока в трубе на участке местного сопротивления, м/с.

Опытное значение коэффициента сравнить со справочным [2] по формуле:

$$\Delta = \frac{\xi_{спр} - \xi_{mc}}{\xi_{спр}}$$

где  $\xi_{спр}$  – справочное значение коэффициента, из [3].

Сделать выводы из проделанной работы.

*Контрольные вопросы:*

- 1 Дать определение гидравлических сопротивлений и привести примеры
- 2 Объяснить потерю энергии в местных сопротивлениях
- 3 Чем отличается коэффициент трения от коэффициента сопротивления?
- 4 Влияет ли режим движения потока на числовое значение коэффициента трения?
- 5 Объясните понятие «гидравлически гладкая труба»
- 6 Записать и объяснить уравнение Бернулли для двух сечений трубопровода, по которому движется реальная жидкость и идеальная
- 7 Чем отличается потерянная энергия и потерянный напор?
- 8 Как рассчитывается энергия, теряемая на трение?

### Лабораторная работа №3

#### Тема: Исследование процессов перемешивания в жидкой среде

*Цель работы:* Экспериментальным путем установить зависимость между критерием мощности и центробежным критерием Рейнольдса для заданного типа мешалки в различных режимах ее работы.

#### *Описание лабораторной установки*

Выполнение лабораторной работы предполагает построение формы свободной поверхности жидкости

Установка состоит из сосуда диаметром 270 мм и высотой 430 мм, выполненного из оргстекла, и электродвигателя постоянного тока, расположенного над сосудом, с тахогенератором, позволяющим регулировать частоту вращения мешалки. Уровень воды в сосуде не более 410 мм. Съёмные мешалки закрепляются к валу электродвигателя с помощью цангового патрона. Установка снабжена вольтметром и амперметром. Исследуется работа мешалок двух типов: пропеллерная  $d_m = 90$  мм и турбинная открытого типа  $d_m = 150$  мм. В сосуде могут быть установлены четыре отражательные перегородки шириной 40 мм для исследования формы свободной поверхности [4, 11].

#### *Методика проведения эксперимента*

Порядок выполнения работы по установлению зависимости между критерием мощности и центробежным критерием Рейнольдса.

1. Закрепить в цанговом патроне заданную преподавателем мешалку.
2. Залить в сосуд воду (до указанного уровня) и измерить ее температуру.
3. Медленным вращением ручки тахогенератора (по часовой стрелке) установить начальное напряжение по вольтметру тахогенератора  $U_T = (10 - 12)$  В.
4. Снять показания вольтметра  $U$  и амперметра  $J$ , включенных в электрическую цепь электродвигателя при установившемся режиме работы.
5. Увеличивая каждый раз показания вольтметра тахогенератора на (3-5) В, снять еще 7-10 раз показания вольтметра и амперметра электродвигателя. Максимальное напряжение на вольтметре тахогенератора не должно превышать 50 В. Все данные заносить в таблицу 3.1.
6. Плавно поворачивая ручку тахогенератора против часовой стрелки, вывести показания его вольтметра на ноль и отключить питание установки. Слить воду из сосуда.



Таблица 3.1 – Показания приборов

| № п/п | Показания вольтметра тахогенератора, $U_T, В$ | Показания вольтметра двигателя, $U, В$ | Показания амперметра двигателя, $J, А$ |
|-------|---|--|--|
|       |   |  |  |
|       |   |  |  |
|       |   |  |  |
|       |   |  |  |

*Обработка экспериментальных данных*

1. По показаниям вольтметра тахогенератора рассчитать частоту вращения мешалки (об/мин):

$$n = 25 \cdot U$$

2. Рассчитать мощность (Вт), потребляемую электродвигателем, при различной частоте вращения мешалки в жидкой среде:

$$N_э = U \cdot J$$

3. Рассчитать мощность холостого хода  $N_{xx}$  для всех значений  $U_T$  по эмпирической формуле:

$$N_{xx} = 0,312 \cdot U_T + 1,4$$

4. Рассчитать полезную мощность, потребляемую мешалкой при всех частотах вращения:

$$N_n = N_э - N_{xx}$$

5. Рассчитать критерий мощности  $K_N$  и центробежный критерий Рейнольдса  $Re_u$  для всех опытных данных:

$$K_N = \frac{N_n}{\rho n^3 d_m^5}; \quad Re_u = \frac{\rho n d_m^2}{\mu};$$

где  $\rho$  – плотность воды,  $кг/м^3$ ;

$\mu$  – вязкость воды. Па·с, при температуре опыта (табл. VI [5]);

$n$  – частота вращения мешалки, об/с;

$d_m$  – диаметр мешалки, м.

6. Найти значения  $\lg K_N$  и  $\lg Re_{ц}$  и заполнить графы табл.3.2.

Таблица 3.2 – Отчетная таблица

| № | Частота вращения мешалки, n |      | Мощность, потребляемая электродвигат. Nэ | Мощность холостого хода, Nхх | Полезная мощность, Nп | Критерий мощности, K <sub>N</sub> | lgK <sub>N</sub> | Центробежный критерий Рейнольдса, Re <sub>n</sub> * 10 <sup>-4</sup> | lgRe <sub>ц</sub> |
|---|-----------------------------|------|--|------------------------------|-----------------------|-----------------------------------|------------------|--|-------------------|
|   | об/мин                      | об/с |  |                              |                       |                                   |                  |  |                   |
|   |                             |      |  |                              |                       |                                   |                  |  |                   |
|   |                             |      |  |                              |                       |                                   |                  |  |                   |
|   |                             |      |  |                              |                       |                                   |                  |  |                   |
|   |                             |      |  |                              |                       |                                   |                  |  |                   |
|   |                             |      |  |                              |                       |                                   |                  |  |                   |
|   |                             |      |  |                              |                       |                                   |                  |  |                   |
|   |                             |      |  |                              |                       |                                   |                  |  |                   |

7. Найти по рис.VII[3] аналогичный исследуемому тип мешалки, предварительно рассчитав соотношения  $D/d_m$  и  $B/D$ , где  $D$  – диаметр сосуда, а  $B$  – ширина перегородок, и обратить внимание на положение линии  $K_N=f(Re_{ц})$  в исследованном диапазоне критериев  $Re_{ц}$ .

Построить по экспериментальным данным график  $\lg K_N = f(\lg Re_{ц})$ , согласуя ход кривой с данными рис. VII[3].

Рекомендуемые масштабы по осям: для  $\lg K_N$  от  $-0,1$  до  $1$ , для  $\lg Re_{ц}$  от  $4$  до  $5$ , как показано на рис.3.1, на котором представлены возможные положения линий на основе экспериментальных точек.

Экспериментальные точки по значению  $\lg K_N$  могут иметь и отрицательное значение.

8. Провести графическую обработку данных для линий АВ и ВС с целью определения коэффициента  $C$  и показателя степени  $m$  в уравнении  $K_N = C/Re_{ц}^m$ . С этой целью продлить линию АВ до пересечения с осями координат и определить значение отрезков  $OA_1$  по оси ординат и  $OB_1$  по оси абсцисс.

Для рис.3.2. значение отрезка  $OB_1$  равно  $(lgRe_u - 4)$ , где  $lgRe_u$  отвечает значению  $B_1$  на оси абсцисс.

Тангенс угла наклона этой линии к оси абсцисс численно равен  $m = OA_1/OB_1$ . Если бы ось абсцисс была построена от нуля, то линия  $A_1B_1$  отсекала бы на оси ординат отрезок равный  $lgC$ .

Следовательно значение  $lgC$  можно найти из подобия треугольников:

$$lgC / lgRe_u = OA_1/OB_1 = m$$

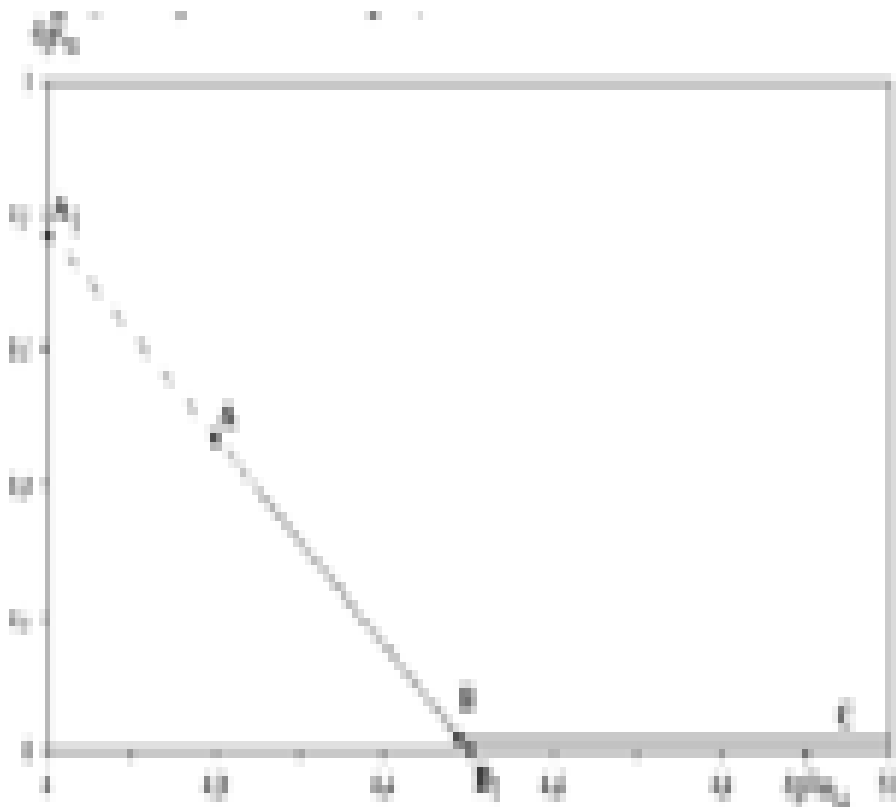


Рис. 3.1 – Возможные положения экспериментально установленных линий

По значению  $lgC$  вычислить  $C$ , установить значения  $Re_u$ , в интервале которых будет справедлива полученная зависимость и записать ее с цифровыми значениями  $C$  и  $m$ .

Аналогичные рассуждения провести для линии  $BC$ , установив зависимость  $K_N=f(Re_u)$  и пределы по  $Re_u$ , в которых она будет справедлива.

Возможны и другие положения прямых линий, отличные от линии на рис.3.1, но ход рассуждений будет аналогичен изложенному.

Порядок выполнения работы при исследовании формы свободной поверхности жидкости.

1. Получить у преподавателя задание. В задании указаны рекомендуемые числа оборотов мешалки в каждом опыте, число опытов, физические константы, необходимые для расчета.

2. Включить мешалку тумблером. Регулятором скорости установить число оборотов, соответствующее условиям одного из опытов.

3. Через 1 мин. визуально (по линейке, закрепленной на стеклянном сосуде) определить наибольшую глубину воронки  $h_b$ . Выключить мешалку. Вычислить радиус вихревой трубки, используя выражение:

$$a = \sqrt{\frac{h_b g}{\pi d n}} \text{ (м)}$$

4. Пункты 2,3 повторить для всех заданных значений чисел оборотов мешалки.

5. Построить зависимость глубины воронки от числа оборотов мешалки.

6. Для одного режима работы мешалки по формулам найти наибольшую глубину воронки. Результат сравнить с экспериментом.

7. Сформулировать выводы по работе.

*Контрольные вопросы:*

- 1 Назначение процесса перемешивания
- 2 Виды перемешивания. Принципиальные схемы
- 3 Основные параметры процесса: интенсивность, эффективность, расход энергии на перемешивание
- 4 Расчет эффективности перемешивания
- 5 Зависимость эффективности перемешивания от частоты вращения мешалки
- 6 Способы устранения воронки
- 7 Определение оптимальной частоты вращения мешалки при приготовления суспензий и эмульсий

## Лабораторная работа № 4

### Тема: Определение характеристик центробежного вентилятора

*Цель работы:* Построение экспериментальных характеристик вентилятора и сети и определение параметров рабочей точки.

#### *Описание установки*

Схема экспериментальной установки показана на рисунке 4.1.

Установка состоит из центробежного вентилятора 1, смонтированного на одном валу с электродвигателем постоянного тока 2. Электродвигатель постоянного тока дает возможность легко изменить с помощью реостатов 11, 12 число оборотов вентилятора.

К вентилятору присоединены трубы: всасывающая 3 и нагнетательная 4 одинакового диаметра (внутренний диаметр  $d=220$  мм). На входном участке всасывающей трубы имеется плавный раструб 5, на котором установлена сетка 6 для предохранения от всасывания в трубопровод посторонних предметов.

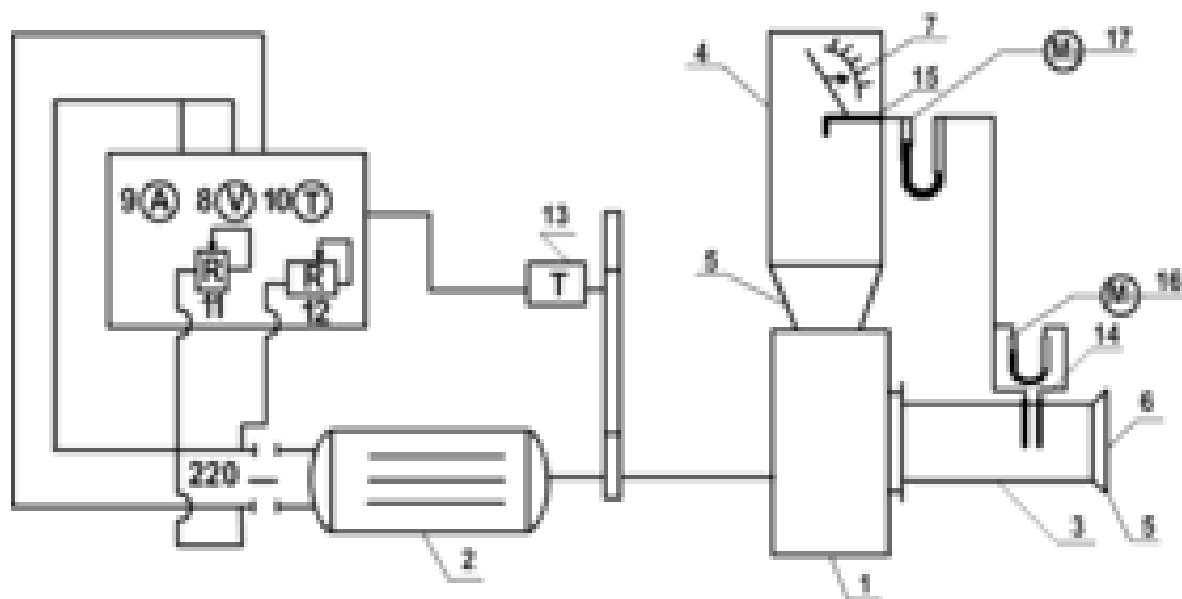
В выходном отверстии нагнетательной трубы установлена диафрагма переменного сечения 7, позволяющая плавно изменять площадь выходного отверстия и, следовательно, изменять сопротивление нагнетательного трубопровода. Реостаты 11 и 12 служат для пуска и изменения числа оборотов электродвигателя. На щите электродвигателя и на трубопроводах установлены следующие контрольно-измерительные приборы:

- тахометр 13 для определения числа оборотов вентилятора;
- вольтметр 8 и амперметр 9 для определения напряжения и силы постоянного электрического тока;
- трубки Пито 14 и 15, снабженные дифференциальными манометрами 16 и 17.

#### *Методика проведения работы*

Для получения характеристик вентилятора  $Q - H$ ,  $Q - N$ ,  $Q - \eta$  проводят серию опытов (10 наблюдений) при постоянном числе оборотов  $n$ , которое задает преподаватель (не более 1200 об/мин.). Производительность вентилятора изменяют при помощи диафрагмы 7, изменяя ее открытие. Для получения характеристики трубопровода (сети)  $H_C = aQ^2$  проводят вторую серию опытов (5 наблюдений) при открытой диафрагме 7, т.е. геометрическая характеристика сети остается постоянной (ее задает преподаватель), а расход воздуха меняется путем изменения числа оборотов вентилятора. Необходимые для построения характеристик вентилятора и сети значения величин  $Q$ ,  $H$ ,  $N$ ,  $\eta$  определяют путем соответствующей обработки показаний контрольно-измерительных приборов, полученных во время испытаний. Показания приборов: дифф. манометра 16 (1 рабочее место) и дифф. манометра 17 (2 рабочее место),

вольтметра 8 и амперметра 9 (3 рабочее место), после того как диафрагма 7 переставлена в новое положение и восстановлено реостатами заданное число оборотов



1 – вентилятор; 2 – электродвигатель; 3 – всасывающая труба; 4 – нагнетательная труба; 5 – плавный раструб; 6 – сетка; 8 – вольтметр; 9 – амперметр; 10 – тахометр; 11, 12 – реостаты; 14 – трубка Пито; 16, 17 – манометры

Рис.4.1 – Схема экспериментальной установки

После ознакомления с описанием работы и с установкой распределяют рабочие места, проверяют правильность положения трубок Пито в трубопроводах, нулевое положение жидкости в диф.манометрах и с разрешения преподавателя пускают вентилятор, включают рубильник и плавно выводят сначала пусковой реостат 2, а затем регулировочный 12. Остановку вентилятора после окончания работы производят в обратном порядке.

#### *Обработка опытных данных*

1. Повышение давления  $H$ , создаваемое вентилятором или называемый «полный напор» вентилятора, определяется (в мм вод.ст.) непосредственно замером по диф.манометру 16.

2. Мощность  $N$ , потребляемую вентиляционной установкой, рассчитывают по формуле:

$$N = V \cdot I$$

где  $V$  – напряжение постоянного тока, В;  
 $I$  – сила тока, А.

3. Производительность вентилятора  $Q$  определяют:

$$Q = w \cdot f$$

где  $f = 0,785 \cdot d^2$  – площадь поперечного сечения трубопровода,  $m^2$ .

Среднюю скорость воздуха  $w$  во всасывающем трубопроводе находят следующим образом. Диф.манометр 17, присоединенный к трубке Пито 15, которая установлена по оси всасывающего трубопровода, показывает скоростное давление  $\Delta P_{СК}$  (в мм вод.ст.) в центре этого трубопровода.

Скорость элементарной струйки воздуха (в м/с), проходящей в центре трубопровода (осевая или максимальная скорость) будет равна:

$$w = 0,9 \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81 \Delta P_{СК}}{\rho}}$$

где  $\rho$  – плотность воздуха,  $kg/m^3$ ;

9,81 – коэффициент пересчета  $\Delta P_{СК}$  с мм вод.ст., в  $n/m^2$ .

Для турбулентного потока отношение средней скорости к максимальной  $\frac{w}{w_{\max}}$  составляет в среднем 0,9.

*Примечания:*

1. Число Рейнольдса  $Re$  вычисляют при определении характеристик вентилятора только для первого и последнего расходов воздуха.

2. При определении характеристик сети замеряют только показания диф.манометров 16, 17 и вычисляют только  $Q_C$ .

3. КПД вентилятора  $\eta$  (с электродвигателем) определяют по уравнению:

$$\eta = \frac{QH}{N}$$

где  $Q$  – расход воздуха,  $m^3/c$ ;

$H$  – «полный напор», создаваемый вентилятором, Па;

$N$  – потребляемая мощность, Вт.

Таблица 4.1– Протокол измерений

| № п/п                         | число оборотов вентилятора $n$ , об/мин. | положение диафрагмы 7 | Показания приборов |                              |      |      | Рассчитанные величины |            |       |    |
|-------------------------------|--|-----------------------|--------------------|------------------------------|------|------|-----------------------|------------|-------|----|
|                               |  |                       | H, мм вод.ст.      | $\Delta P_{СК}$ , мм вод.ст. | V, В | I, А | Q, м <sup>3</sup> /с  | $\eta$ , % | N, Вт | Re |
| 1                             | 2  | 3                     | 4                  | 5                            | 6    | 7    | 8                     | 9          | 10    | 11 |
| а) характеристика вентилятора |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 1                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 2                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 3                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 4                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 5                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| б) характеристика сети        |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 1                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 2                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 3                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 4                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |
| 5                             |  |                       |                    |                              |      |      |                       |            |       |    |

*Контрольные вопросы:*

- 1 Как устроен и работает центробежный вентилятор?
- 2 Разность каких давлений показывает диф.манометр, установленный во всасывающем трубопроводе вентилятора?
- 3 Почему при определении характеристик вентилятора можно изменять расход воздуха затвором, а при определении характеристик сети нельзя?
- 4 Какой физический смысл имеют характеристика сети и рабочая точка?
- 5 Почему плотность воздуха во всасывающем и нагнетательном трубопроводах считают одинаковой?
- 6 Что нужно сделать на установке, чтобы характеристика сети стала бы мене крутой?
- 7 В чем преимущество диф.манометра с наклонной шкалой по сравнению с обычным U-образным диф.манометром?
- 8 Если убрать сетку из всасывающего трубопровода, то при том же открытии затвора как это отразится на положении рабочей точки (для данного числа оборотов вентилятора)?
- 9 Для чего служит тахометр?



**Лабораторная работа №5**  
**Тема: Исследование процесса разделения суспензий**  
**методом осаждения**

*Цель работы:* при проведении эксперимента и последующих расчетов оценить достоинства и недостатки процесса отстаивания; провести анализ кинетических кривых процесса отстаивания; полученные на модельной установке данные использовать для расчета промышленного отстойника непрерывного действия заданной производительности: рассчитать требуемую поверхность осаждения, диаметр одноярусного отстойника, а в случае ограничения производственной площади – число ярусов и диаметр многоярусного отстойника, а также минимальный диаметр выделяемых из суспензии твердых частиц.

*Описание экспериментальной установки*

Исследование процесса отстаивания проводится на модельной установке периодического действия, основная часть которой представляет собой мерный цилиндр емкостью 1 литр, снабженный ручной мешалкой специального типа. Дисперсионная среда - вода, данные о дисперсной фазе указаны на корпусе установки.

С целью более четкого фиксирования границы раздела между уплотненной суспензией и осветленной жидкостью установка снабжена лампой подсвечивания. Лампа включается только на периоды снятия замеров.

*Методика проведения работы*

Перед началом эксперимента, в случае необходимости добавляя чистую воду, довести объем суспензии в мерном цилиндре до 1 литра и определить температуру, при которой проводится эксперимент. Перемещая мешалку вверх и вниз и придавая ей вращательное движение, добиться равномерного распределения твердых частиц в суспензии по всей высоте цилиндра. Мешалку опустить вниз и включить секундомер.

Через заданные преподавателем промежутки времени по границе раздела уровня осветленной жидкости и уплотненной суспензии (при включенной подсветке) фиксируется: высота слоя осветленной жидкости  $h$  и объем уплотненной суспензии  $V_c$ .

Результаты измерений заносятся в таблицу 5.1.

*Обработка опытных данных*

По экспериментальным данным построить кинетические кривые  $V_c = f(\tau)$  и  $h = f(\tau)$ . При построении графиков учитывать возможную погрешность эксперимента (некоторый разброс точек по отношению к истинному положению кривых). Поэтому кинетические кривые проводятся плавно между точками.

Обратить внимание, что ряд экспериментальных точек (в одном и том же интервале времени на обеих кривых) ложатся на прямые линии. Это участок свободного отстаивания.

В дальнейшем идет участок нелинейного изменения – стесненное отстаивание.

На полученных кривых обозначить критическую точку, т.е. точку окончания свободного отстаивания.

Таблица 5.1 – Экспериментальные и расчетные данные

| Время, $\tau$ | Объем уплотненной суспензии, $V_c$ | Высота осветленной жидкости, $h$ | Порозность уплотненной суспензии, $\varepsilon$ |
|---------------|------------------------------------|----------------------------------|---|
| мин           | л                                  | мм                               | -   |
|               |                                    |                                  |   |
|               |                                    |                                  |   |
|               |                                    |                                  |   |
|               |                                    |                                  |   |
|               |                                    |                                  |   |

Кривая изменения высоты осветленного слоя жидкости во времени дифференцируется графическим методом на участке свободного отстаивания и по двум-трем произвольно выбранным точкам на участке стесненного отстаивания на проведенной линии.

Графическое дифференцирование проводится следующим образом. К выбранным точкам на кривой  $h = f(\tau)$  проводят касательные до пересечения их с осью ординат (касательная и прямая участка свободного отстаивания совпадают). Эти касательные рассматривают как гипотенузы прямоугольных треугольников с катетами  $\Delta h$  и  $\Delta \tau$ .

Значение  $\Delta h$  и  $\Delta \tau$  определяются по графику с учетом масштаба осей. При этом  $\Delta h$  выразить в метрах, а  $\Delta \tau$  в секундах. Тогда отношение  $\Delta h / \Delta \tau$  даст значение скорости отстаивания  $w_i$  в той точке, к которой проведена касательная.

Все выполняемые расчеты скорости отстаивания записываются непосредственно на том же листе, на котором построена зависимость  $h = f(\tau)$ . Определив по графику время в критической точке и в точках, к которым проведены касательные, строят график зависимости скорости отстаивания от времени  $w_i = f(\tau)$ .

Максимальное значение скорости на этом графике (ордината горизонтального участка) отвечает значению скорости свободного отстаивания  $w_3$  в условиях опыта.

Считая, что свободное отстаивание шарообразных частиц из суспензии происходит в ламинарном режиме и при известной скорости свободного отстаивания  $w_3$ , рассчитать минимальный диаметр осаждающихся твердых частиц, применяя формулу Стокса [5]; проверить справедливость ее применения, рассчитав критерий Рейнольдса:

$$Re = w_3 \rho_c d / \mu_3,$$

где  $d$  – рассчитанный диаметр шарообразных частиц;  
 $\rho_c$  и  $\mu_3$  – плотность и вязкость дисперсионной среды, т.е. воды.

Значение  $\mu_3$  при температуре  $t_3$  определить по табл. VI [3].

Рассчитать массовую долю твердого компонента в исходной суспензии при  $V = 1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3$  ( $\tau = 0$ ) по формуле:

$$x_k = 1/(b_0 + bV_c),$$

где  $b_0 = (\rho - \rho_c)/\rho$ ;

$b = \rho_c/m$  – постоянные коэффициенты для данной суспензии в условиях эксперимента;

$\rho; m$  – плотность и масса твердых частиц, находящихся в суспензии.

При всех значениях объема уплотняемой суспензии рассчитать порозность (объемную долю жидкости в суспензии):  $\varepsilon = 1 - \{m/\{\rho V_c\}\}$  и построить график  $h=f(\varepsilon)$ .

#### *Расчет промышленного отстойника*

Для расчета промышленного отстойника непрерывного действия в индивидуальном задании преподаватель задает массовую производительность отстойника либо по твердому компоненту  $G$ , либо по исходной суспензии  $G_n$ , а также температуру суспензии в отстойнике  $t_n$ , массовую долю твердого компонента в шламе  $x_k$  и максимально допустимый диаметр  $D$  отстойника. Массовая доля твердого компонента  $x_n$  в исходной суспензии такая же, как в лабораторном эксперименте.

На основании экспериментальных данных определить требуемую площадь осаждения и число ярусов в отстойнике при условии, что диаметр рассчитанного аппарата должен быть меньше заданного диаметра  $D$ .

Расчет проводится в следующей последовательности [5, 6, 7]:

1. Определить вязкость воды при температуре  $t_n$  и по формуле Стокса рассчитать скорость свободного отстаивания в промышленном аппарате  $w_n$ , предполагая минимальный диаметр осаждаемых частиц равным диаметру частиц рассчитанному на основании экспериментальных данных.

Проверить рассчитанное значение по соотношению  $w_n = w_3 \mu_3 / \mu_n$ , которое справедливо для ламинарного движения частицы;

2. По графику  $h = f(\tau)$  для критической точки, характеризующей переход от свободного отстаивания к стесненному, найти высоту осветленной жидкости  $h_{ce}$  и рассчитать время свободного отстаивания в промышленном аппарате  $\tau_{ce} = h_{ce} / w_n$

3. По заданному значению массовой доли  $x_k$  твердого компонента в шламе рассчитать его порозность  $\varepsilon = (1 - x) / (1 - x_{k0})$ , где  $b_0$  рассчитана ранее.

4. Расчет средней скорости стесненного отстаивания проводят в следующей последовательности:

– рассчитать критерий Архимеда:

$$Ar = \left( \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right) g d^3$$

– рассчитать критерий Рейнольдса для стесненного отстаивания при  $\varepsilon_k$ :

$$Re_k = 18 + 0,61 \sqrt{Ar * \varepsilon_k^{4,75}}$$

– рассчитать скорость стесненного отстаивания при  $\varepsilon_k$ :

$$w_k = \mu_n Re_k / (\rho_c d)$$

Расчет  $w_k$  при  $\varepsilon_k > 0,7$  можно проводить по эмпирической формуле:

$$w_k = w_n \cdot \varepsilon_k^2 \cdot 10^{-1,82(1 - \varepsilon_k)}$$

Сравнить результаты расчета

– рассчитать среднюю скорость на участке стесненного отстаивания:

$$W = (W_n - W_k) / \ln(W_n / W_k)$$

5. По графику  $h = f(\varepsilon)$  при  $\varepsilon_k$  определить высоту слоя осветленной жидкости  $h_k$  и рассчитать продолжительность стесненного отстаивания для промышленного аппарата:

$$\tau_{cm} = (h_k - h_{ce}) / w_{cp}$$

6. Расчетная скорость отстаивания для промышленного отстойника составит:

$$w_p = h_k / (\tau_{ce} + \tau_{cm})$$

7. Необходимая площадь осаждения в промышленном отстойнике (в зависимости от способа задания производительности) составит:

$$F = 1,33 \frac{G_n (1 - \frac{x_n}{x_k})}{w_p \rho_c} = 1,33 \frac{G_n (\frac{1}{x_n} - \frac{1}{x_k})}{w_p \rho_c}$$

где 1,33– коэффициент, учитывающий непрерывную работу отстойника.

По рассчитанной площади отстаивания определяется диаметр  $D_0$  одноярусного отстойника. В случае ограничения производственной площади, задаваемой предельно допустимым диаметром отстойника, определяется число ярусов в многоярусном отстойнике  $n = (D_0/D)^2$  с округлением в большую сторону до целого числа.

Исходя из равенства  $F = nF_0$ , определяется площадь отстаивания одного яруса  $F_0$  и диаметр многоярусного отстойника  $D_n$ .

*Контрольные вопросы:*

- 1 Какие виды неоднородных систем можно разделить осаждением?
- 2 Какие способы осаждения применяют в промышленности?
- 3 Разностью каких величин определяется движущая сила процесса отстаивания?
- 4 Чем отличается стесненное отстаивание от свободного?
- 5 Как записывается уравнение динамического равновесия при свободном отстаивании частиц?
- 6 По каким критериям можно установить режимы движения частицы в жидкой среде?
- 7 В чем сложность расчета скорости свободного отстаивания?
- 8 Как рассчитать скорость свободного отстаивания при ламинарном движении частицы в среде?
- 9 Как пользоваться для расчета скорости свободного отстаивания обобщенным методом проф. П.В.Лященко?
- 10 Какие параметры определяют скорость стесненного отстаивания?
- 11 Влияет ли температура суспензии на скорость процесса отстаивания?
- 12 В чем достоинства и недостатки процесса отстаивания?
- 13 Какова последовательность расчета отстойных аппаратов?
- 14 Как устроены одноярусный и многоярусный отстойники? С какой целью применяют многоярусные аппараты?
- 15 Какие способы увеличения эффективности осаждения применяют в промышленности? Чем они различаются между собой?
- 16 Как объяснить повышение эффективности разделения неоднородной системы в циклонных аппаратах меньшего диаметра?
- 17 Как устроены и работают аэроциклон и батарейный циклон?

## Лабораторная работа № 6

### Тема: Определение констант процесса фильтрования суспензии

*Цель работы:* Определение констант процесса фильтрования суспензии, а также удельного сопротивления осадка и сопротивления фильтровальной перегородки.

#### *Описание установки*

Установка состоит (рис. 6.1) из:

Фильтровальной воронки с фильтровальным материалом – 1

Приемника фильтрата – 2

Дифференциального манометра-вакуумметра – 3

Промежуточной емкости – 4

Вакуум-насоса – 5

Воздушного крана – 6

Зажима – 7

#### *Методика проведения работы*

Приготавливают суспензию в заданной руководителем соотношении Т : Ж (1:5; 1:6; 1:7; 1:8; 1:9; 1:10; 1:11; 1:12; 1:13; 1:14). Включают вакуум-насос, предварительно проверив закрыт ли зажим 7.

Краном 6 устанавливают заданный руководителем вакуум (100; 120; 140; 160; 180; 200; 250 ммводн. ст.).

Все время размешивают суспензию, наполняя воронку так, чтобы она оставалась полной.

При появлении первых капель фильтрата включают секундомер.

В течение всего опыта суспензия добавляется в воронку.

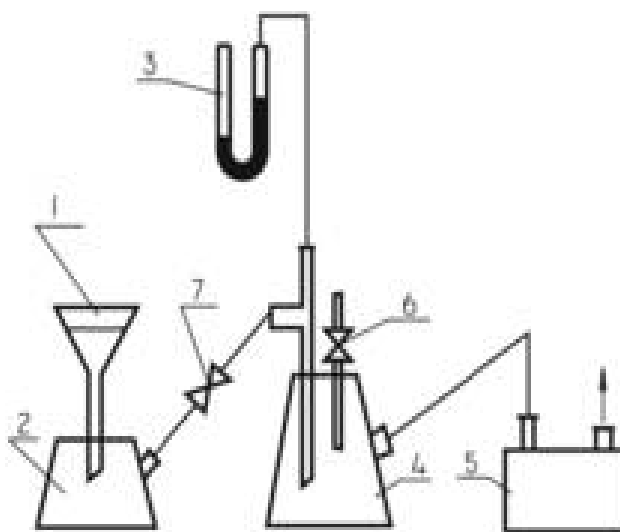


Рис.6.1 – Схема фильтровальной установки

Первые показания секундомера записывают при измерении уровня фильтрата до первого деления в приемнике (цена одного деления 100 мл). Далее записывают все следующие показания секундомера, соответствующие каждому делению, секундомер во время опыта не выключать.

После 5-ти замеров прекратить подачу суспензии, профильтровать все до конца, записать количество полученного фильтрата и время фильтрования.

Выключить вакуум-насос.

Измерить металлической линейкой толщину на фильтре.

Измерить температуру фильтрата.

#### Обработка опытных данных

По полученным замерам объемов фильтрата  $V_1, V_2, \dots, V_n$  и времени  $\tau$  строят график, определив предварительно  $q_1, q_2, \dots, q_n$  делением каждого значения  $V_1, V_2, \dots, V_n$  на  $F$  (таблица 6.1).

При построении графика откладывают по оси абсцисс значение  $q$  ( $\text{м}^3/\text{м}^2$ ), а по оси ординат соответствующее значение  $\tau$  ( $\text{с}$ ).

Таблица 6.1 – Протокол измерений

| № п.п. | Время замера, $\tau$ , с | Объем фильтрации, $V$ , $\text{м}^3$ | Удельная производительность, $q$ , $\text{м}^3/\text{м}^2$ |
|--------|--------------------------|--------------------------------------|--|
| 1      |                          |                                      |  |
| 2      |                          |                                      |  |
| 3      |                          |                                      |  |
| 4      |                          |                                      |  |
| 5      |                          |                                      |  |
| n      |                          |                                      |  |

Константу  $k_2$  находят замером отрезка  $AO$  (рис. 6.2). На графике  $k_2 = AO$ , умноженному на масштаб по оси ординат. Далее определяют удельное сопротивление осадка  $r_0$  и сопротивление фильтровальной перегородки  $R_{ф.п.}$ .

Определяют часовую производительность фильтра по фильтрату и влажному осадку по формуле:

$$V_{\phi} = (V_{\phi} 3600) / (F_{\phi} \tau_n), \quad (\text{м}^3/\text{час})$$

$$V_{oc} = (V_{oc} 3600) / (F_{\phi} \tau_n), \quad (\text{м}^3/\text{час})$$

где  $V_\phi$  – общее количество фильтрата, собранное за время опыта,  $\text{м}^3$ ;  
 $V_{oc}$  – объем осадка, равный  $h_{oc} F_\phi$ ,  $\text{м}^3$ ;  
 $F_\phi$  – площадь фильтра,  $\text{м}^2$ ;  
 $t_n$  – продолжительность опыта, с.

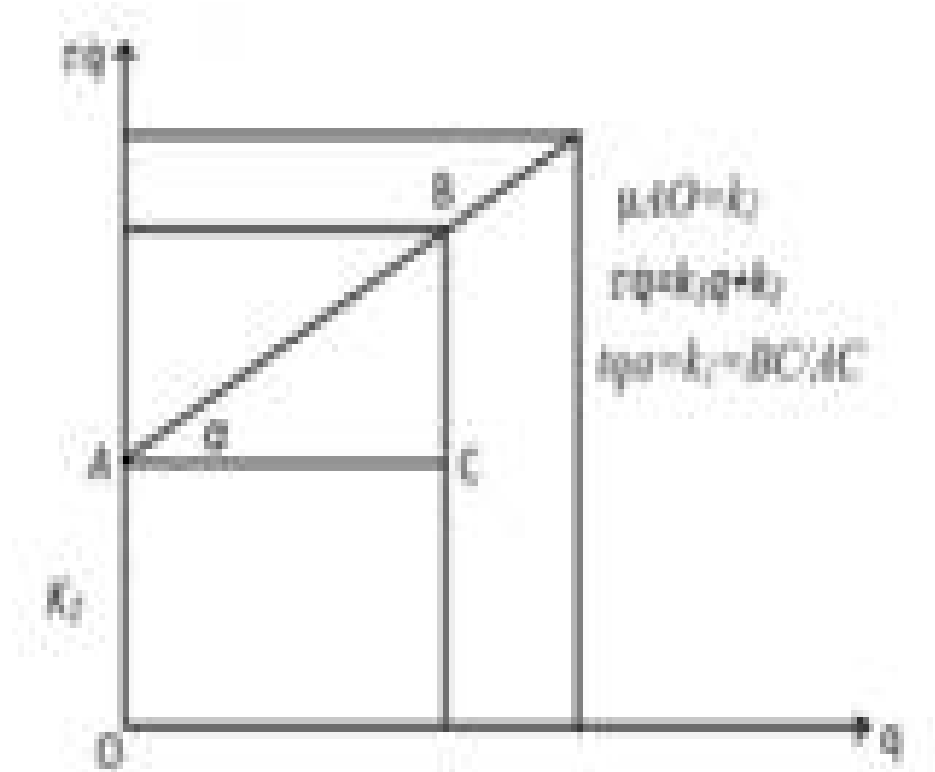


Рис. 6.2 – График определения постоянных фильтрации  $k_1$  и  $k_2$

*Контрольные вопросы:*

- 1 Что такое процесс фильтрации?
- 2 Что является движущей силой процесса фильтрации?
- 3 Скорость фильтрации?
- 4 От чего зависит скорость фильтрации?
- 5 Сопротивление фильтровальной перегородки и сопротивление осадка.
- 6 Виды фильтровальных перегородок

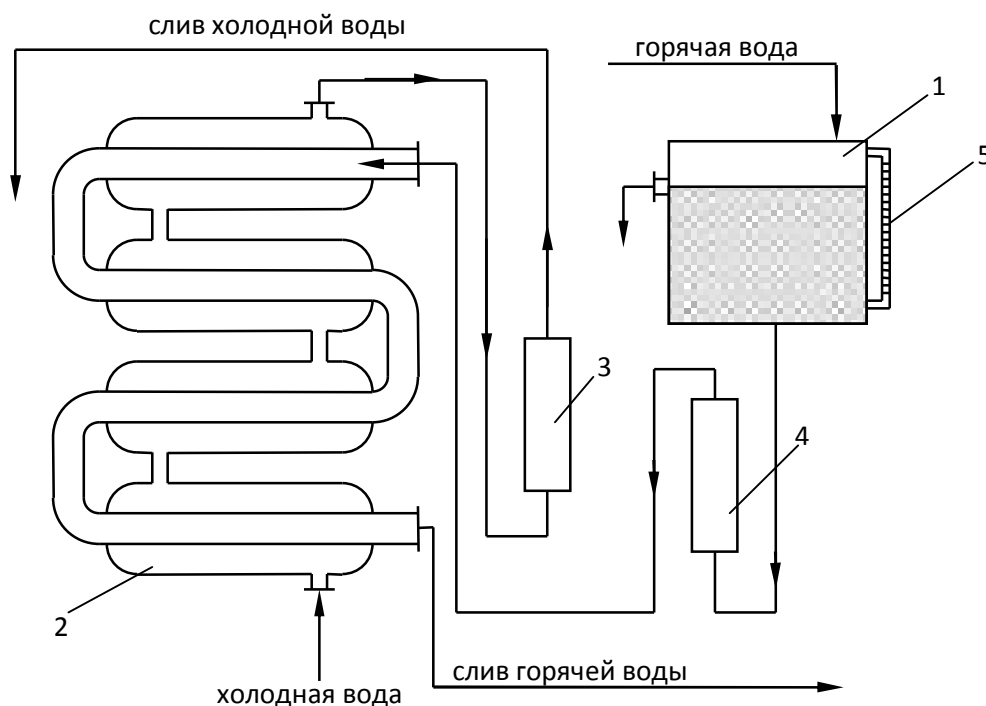


**Лабораторная работа № 7**  
**Тема: Изучение процесса теплопередачи в теплообменнике**  
**типа «труба в трубе»**

*Цель работы:* Определение коэффициента теплопередачи от горячей воды к холодной в теплообменнике типа «труба в трубе». Опытное определение коэффициента теплопередачи и сравнение его с расчетным.

*Последовательность проведения работы*

На рис.7.1 представлена схема лабораторной установки.



1 – напорный бак; 2 – теплообменник; 3,4 – ротаметры РС-5; 5 – водомерное стекло

Рис.7.1 – Схема лабораторной установки

Холодная вода подается в межтрубное кольцевое пространство теплообменника 2. Горячая вода из напорного бака 1 подается во внутреннюю трубу теплообменника 2. Температуру измеряют термометрами.

Вентильми устанавливается постоянный расход холодной и горячей воды, определяемый ротаметрами 3 и 4.

По истечении 30-35 минут устанавливается стационарный режим, т.е. температура воды на входе и выходе из

теплообменника становится постоянной. Эти температуры необходимо записать в протоколы испытаний.

#### Обработка опытных данных

По показанию поплавка ротаметра определить объемный расход горячей и холодной воды –  $V_c$ .

Рассчитать секундный массовый расход горячей и холодной воды:

$$m = V_{сек} \cdot \rho$$

где  $\rho$  – плотность горячей и холодной воды при средней температуре, кг/м<sup>3</sup>.

Опытные значения коэффициента теплопередачи определяются по основному уравнению теплопередачи:

$$K = \frac{Q_{гор}}{F \cdot \Delta t_{cp}}$$

Вычислить поверхность теплообмена  $F$ , м<sup>2</sup>.

Определить расход тепла при охлаждении горячей воды:

$$Q_{гор} = G_1 \cdot c_1 (t_1 - t_2)$$

Определить расход тепла на нагревание холодной воды:

$$Q_{хол} = G_2 \cdot c_2 (t_2' - t_1')$$

где  $Q_{гор}$  – количество тепла, которое содержит горячая вода;

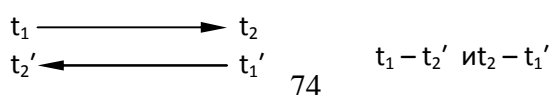
$Q_{хол}$  – количество тепла, которое содержит холодная вода;

$G_1$  и  $G_2$  – расход горячей и холодной воды (кг/с),  $G = m$  ;

$c_1$  и  $c_2$  – теплоемкости горячей и холодной воды при средних температурах (приложение А, табл. 1).

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}}$$

$\Delta t_6$  и  $\Delta t_m$  – определяют как разность температур между двумя теплоносителями на входе и выходе из аппарата.



Расчетное значение К определяют по уравнению:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

$$\delta = 2 \text{ мм}; \lambda = 46,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}; \alpha_1 = 600 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}; \alpha_2 = 200 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

Сравнивая расчетные и опытные значения коэффициентов теплопередачи, определяют ошибку опыта в %.

Составляется отчетная таблица.

К отчету прилагается схема установки.

Таблица 7. 1 – Отчетная таблица

| Расход горячей воды |                       | Расход холодной воды |                       | Температура горячей воды на входе $t_1$ , °С | Температура горячей воды на выходе $t_2$ , °С | Температура холодной воды на входе $t_3$ , °С | Температура холодной воды на выходе $t_4$ , °С | Коэффициент теплопередачи $K$ , $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$ |
|---------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|--|---|---|--|---|
| число делений       | $\text{м}^3/\text{с}$ | число делений        | $\text{м}^3/\text{с}$ |  |   |   |  |   |
|                     |                       |                      |                       |  |   |   |  |   |

*Контрольные вопросы:*

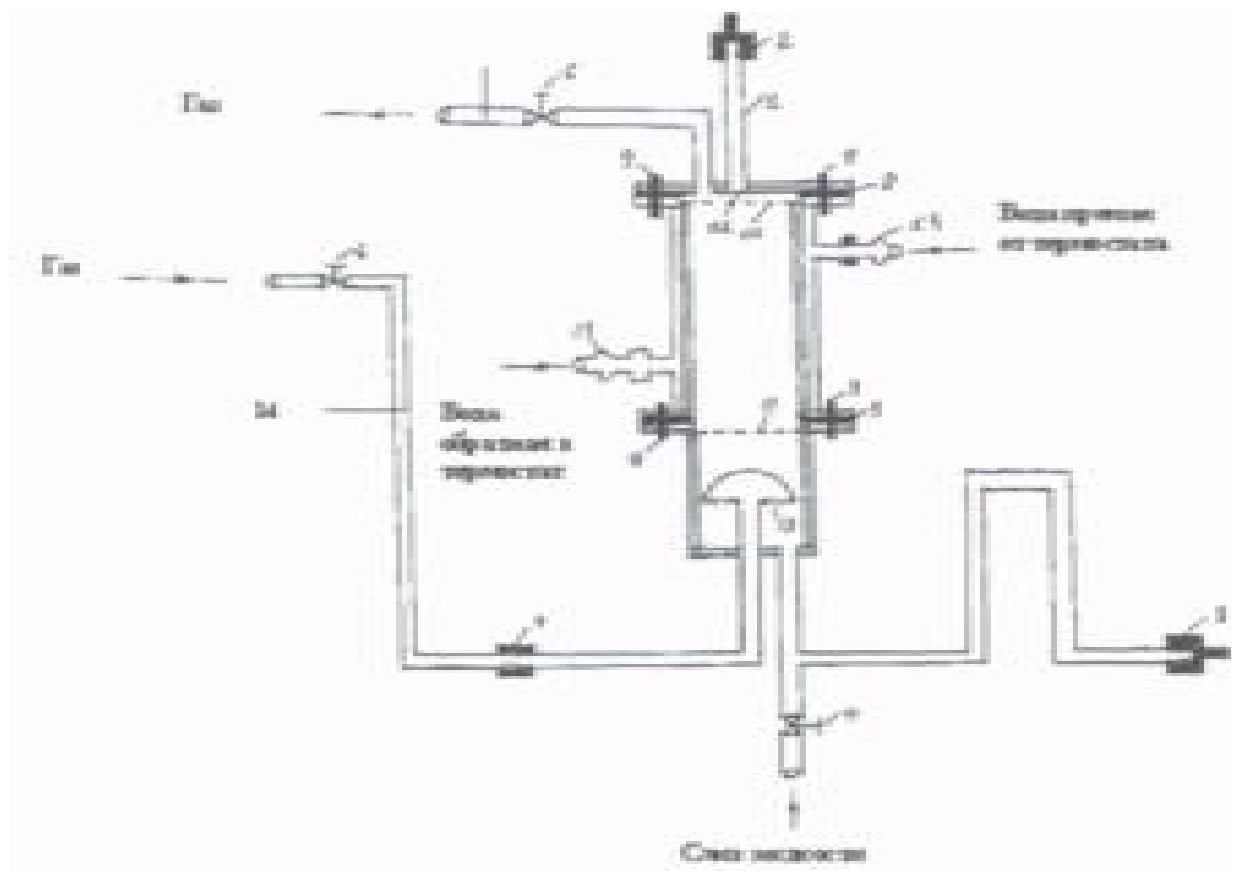
- 1 Какие процессы называются тепловыми?
- 2 Что является движущей силой процесса теплопередачи?
- 3 Достоинства и недостатки у теплообменника типа «труба в трубе».
- 4 Напишите основное уравнение теплопередачи.
- 5 Чему равна движущая сила процесса, когда отношение большей разности температур к меньшей разности меньше 2?
- 6 Чему равна движущая сила процесса, когда отношение большей разности температур к меньшей разности больше 2?
- 7 Каков физический смысл и определение коэффициента теплопередачи?
- 8 Как определить значение числа Рейнольдса?
- 9 Чему равен эквивалентный диаметр, имеющий сечения кольца?
- 10 Чему равен эквивалентный диаметр потока?
- 11 Как определяется средняя скорость потока?
- 12 Как определить расход тепла, идущего на нагрев вещества?
- 13 Как определить массовый расход потока?
- 14 Каким образом определяется коэффициент теплопередачи?

**Лабораторная работа №8**  
**Тема: Абсорбционная установка по исследованию хорошо растворимых газов**

*Цель работы:* изучение условий абсорбции газовых выбросов неподвижным слоем сорбента на экспериментальной установке

*Последовательность проведения работы*

На рис.8.1 представлена схема экспериментальной лабораторной установки абсорбции[10-13 ].



1 – патрубок для подачи жидкости; 2,3 – запорные гайки с отводом; 4 – кран слива жидкости; 5, 6 – краны для отвода и подачи газа в абсорбер; 7 – муфта; 8 – прокладка из паронита или фторопласта; 9 – крепёжные болты с гайкой; 10 – сетка металлическая; 11 – отверстия для распыления жидкости при работе с насосом; 12 – распределитель газа; 13 – отводы для подключения рубашки абсорбера к термостату; 14 – трубка подачи газа; 15 – трубка отвода газа

Рис. 8.1 – Схема экспериментальной установки абсорбции (хемосорбции)

### *Подготовка установки к работе*

II Проверка установки на герметичность (см. схему):

- 1) закрыть краны 5 и 6;
- 2) залить 250 мл воды через патрубок для подачи жидкости 1;
- 3) затем слить воду;
- 4) включить термостат на 30 минут.

III Замер скорости подачи газа (калибровка по газу):

- 1) открыть краны 5 и 6;
- 2) подключить источник газа к трубе подачи газа 14;
- 3) к трубке отвода газа 15 подсоединить установку замера скорости подачи газа;
- 4) патрубок подачи жидкости заглушить запорной гайкой 2;
- 5) кран слива жидкости 4 закрыть;
- 6) скорость подачи газа в установку необходимо регулировать краном.

После достижения необходимой скорости подачи газа кран 6 оставляется в этом положении (если есть баллон с газом);

- 7) отключить подачу газа, закрыв кран газового баллона;
- 8) отсоединить установку замера скорости от трубки отвода газа 15.

III Выполнение работы на установке:

- 1) открыть заглушённый патрубок 1;
- 2) залить абсорбционную жидкость  $V=250\text{ml}$ ;
- 3) патрубок 1 заглушить шайбой 2;
- 4) подать воду в рубашку абсорбера из термостата;
- 5) подсоединить источник газа к трубке подачи газа 14;
- 6) включить секундомер на 1 час (установить таймер);
- 7) в это время оттитровать дистиллированную воду на содержание  $\text{CO}_2$  (контрольная проба);
- 8) через определённое время (например, 1 час) кран баллона с газом закрыть;
- 9) закрыть кран 6, затем кран 5, но не наоборот;
- 10) взять пробу 50 мл на анализ углекислоты;
- 11) определить концентрацию абсорбента:

$$V_{\text{NaOH}} / V_{\text{пробы}} = N_{\text{пробы}} / N_{\text{NaOH}}$$

### IV Выводы

Изучение абсорбции газовых выбросов (газовый баллон под давлением должен быть снабжён редуктором, краном).

I Определить состав газа на хроматографе.

### Работа на абсорбционной установке:

- 1) включить термостат;
- 2) откалибровать по газу (см. работу №1) или, открыв краны сначала (5), потом (6), смотреть по манометру на баллоне (если есть);
- 3) залить абсорбент, подобранный для сорбции газов, от которых необходимо очистить анализируемый газ;
- 4) подать газ с баллона;
- 5) включить секундомер;
- 6) через определённое время (10, 20, 30, 40 мин) из трубки отвода газа отобрать газовой пипеткой пробы;
- 7) определить состав газа на хроматографе или провести анализ жидкой фазы;
- 8) построить график зависимости:
- 9) продолжать подачу газа и отбор проб до достижения постоянной концентрации, т. е. до наступления насыщения абсорбента.

### III Выводы.

#### *Содержание отчета:*

- 1 Схема установки
- 2 Отчетная таблица
- 3 Расчетная часть
- 4 Фазовая диаграмма  $Y - X(C = f(x))$

#### *Контрольные вопросы:*

- 1 Абсорбция и ее применение
- 2 Способы выражения состава фаз
- 3 Материальный баланс процесса абсорбции
- 4 Понятия о молекулярной и турбулентной диффузиях
- 5 Основное уравнение массоотдачи и массопередачи
- 6 Средняя движущая сила процесса абсорбции и способы её расчета
- 7 Поверхность контакта фаз при пленочном режиме работы
- 6 Изображение процесса на фазовой диаграмме

## Лабораторная работа № 9

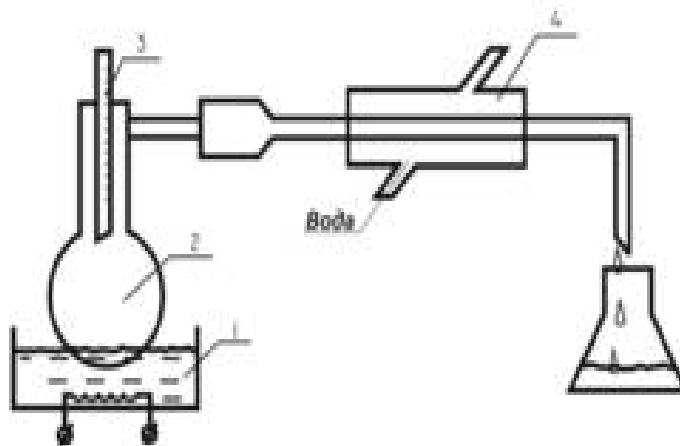
### Тема: Изучение процесса простой перегонки

*Цель работы:* 1. Ознакомление с устройством и работой установки простой перегонки бинарной смеси.

2. Составление материального баланса процесса и определение состава дистиллята.

#### *Описание установки*

Исходная смесь этилового спирта и воды, имеющая концентрацию  $x_{FВ}$  мольных процентах, загружается в колбу 2, где доводится до кипения нагревом на водяной бане 1. Образующиеся пары, охлаждаясь в холодильнике 4, поступают в приемник 5.



1 – водяная баня; 2 – колба для исходной смеси; 3 – термометр; 4 – холодильник; 5 – приемная колба

Рис. 9.1 – Схема установки

#### *Методика проведения работы*

1 Получить у лаборанта исходную смесь, градуировочную кривую рефрактометра и диаграмму (или таблицу) равновесия  $y^*$  - для данной бинарной смеси (этиловый спирт – вода).

2 Замерить объем исходной смеси и определить ее состав. Для определения состава отбирают пипеткой несколько капель исходной смеси, помещают их на предметное стекло рефрактометра, определяют величину коэффициента преломления и по градуировочной кривой рефрактометра определяют состав исходной смеси по легколетучему (низкокипящему) компоненту.

3 Заливают исходную смесь в колбу 2 и собирают установку по схеме (рис. 9.1).

4 Включают подачу воды в холодильник 4 и нагрев водяной бани 1.

5 После закипания смеси записывают показания термометра 3 через каждые 5 минут до постоянства температуры.

6 Через 20-25 минут после появления первой капли дистиллята выключить нагрев водяной бани 1 и после прекращения выделения дистиллята измерить его количество  $P$  и найти средний состав дистиллята  $x_{Pcp}$ . Замерить объем кубового остатка и его состав.

7 Привести в порядок рабочее место.

#### *Обработка экспериментальных данных*

1 Результаты опыта используют для расчета получаемого дистиллята  $P$  и его среднего состава  $x_{Pcp}$ . На основании уравнений материального баланса (с последующим сопоставлением расчетного и экспериментально найденного  $x_{Pcp}$  значений состава дистиллята.

2 На основании справочных данных построить  $t - y^* - x$  диаграмму для системы этиловый спирт – вода.

3 Построить график зависимости  $\frac{1}{y^* - x} = f(x)$  в пределах найденных составов (от  $x_W$  до  $x_F$ ).

4 Проводя графическое интегрирование, вычислить мольное отношение количества исходной смеси к количеству кубового.

5 Рассчитав количество исходной смеси и кубового остатка, вычисляют средний состав дистиллята.

6 Результаты работы занести в протокол испытаний.

#### *Контрольные вопросы:*

1 Какой процесс называется перегонкой?

2 Что является кубовым остатком, дистиллятом, флегмой?

3 Материальный баланс процесса перегонки по потокам

4 Что является низкокипящим компонентом и высококипящим компонентом?

5 Материальный баланс процесса перегонки по низкокипящему компоненту.

6 На чем основан процесс перегонки?

7 Какой процесс называется ректификацией?

8 Что такое фазовая диаграмма?

9 Что такое диаграмма равновесия? Построение диаграммы равновесия.

10 Графическое определение состава и концентрации дистиллята?

11 Области применения процесса перегонки и ректификации



## Лабораторная работа №10

### Тема: Разделение бинарной смеси методом ректификации

*Цель работы:* Знакомство с устройством лабораторной ректификационной колонки, с ее работой, методикой исследования процесса ректификационного разделения бинарной смеси и расчетом числа теоретических тарелок.

#### *Описание лабораторной установки*

В данной работе проводится испытание работы лабораторной ректификационной колонны насадочного типа (рис. 10.1).

Ректифицирующая часть представляет собой стеклянную трубку (1) длиной 76 и диаметром 2,5 см, наполненную насадкой из медных трехгранных спиралек. Она помещена в обогревающую муфту (6), на которой смонтирована нихромовая электрообмотка.

Для лучшей теплоизоляции на обогревательную муфту надевается стеклянная рубашка (7), плотно обмотанная листовым и шнуровым асбестом и обмазанная асбестом и глиной.

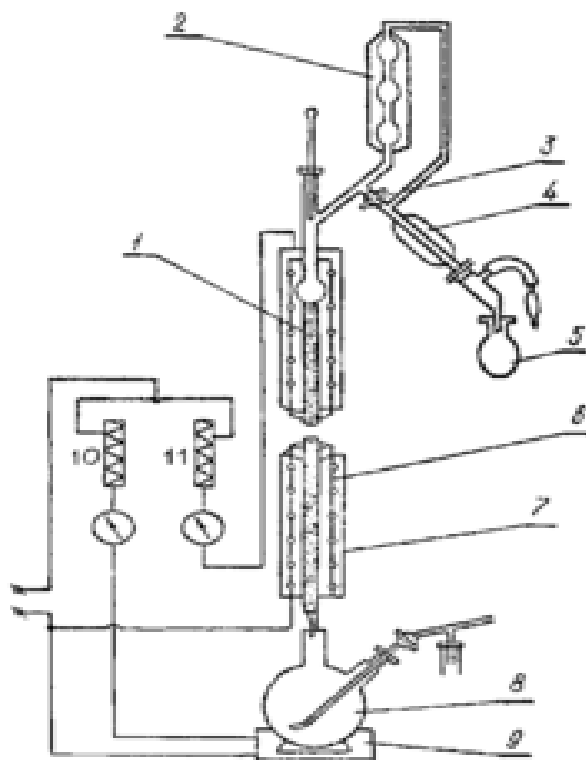


Рис. 10.1 – Схема ректификационной колонны (пояснения в тексте)

Нижний, оттянутый конец ректифицирующей трубки на шлифе присоединяется к кубу (8) – круглодонной колбе из термостойкого стекла емкостью 150...200 мл, снабженной пробоотборником. Куб обогревается колбонагревателем (9). Обогрев куба и колонки регулируется лабораторными трансформаторами (ЛАТРами) (10) и (11).

Верхняя часть колонки, головка полной конденсации, соединяется с помощью шлифа, с ректифицирующей трубкой. Головка состоит из шарикового холодильника (дефлегматора) (2), нижний отвод которого спаян с капиллярным краном (3), а верхний припаян к трубке, соединяющей капиллярный кран со вторым холодильником (4). Капиллярный кран служит для регулировки скорости отбора дистиллята.

Температура отходящих паров измеряется термометром. Дистиллят отбирается в приемник (5).

#### *Порядок проведения работы*

Определение эффективности ректификационной колонки в условиях равновесия.

В куб загружают 2/3 объема колбы смеси этанола с водой в соотношении 1:2 (об.). Предварительно приготовить жидкость в количестве 150 мл и ареометром измерить ее плотность. После проведенных измерений жидкость залить в куб. Данные по равновесию смеси этиловый спирт-вода представлены в справочнике.

Колонка проверяется на герметичность. Для этого конец холодильника соединяется каучуковой трубкой с водяным манометром. С помощью резиновой груши в системе создается давление 80...100 мм водяного столба. Свободный конец тройника манометра закрывается стеклянной заглушкой. Если в течение 10 мин давление в колонке не изменяется, то система считается герметичной. Затем колонку соединяют с атмосферой, включают водяное охлаждение, изолируют куб асбестовой тканью и начинают его обогрев. Регулируя обогрев куба с помощью ЛАТРа, добиваются, чтобы жидкость закипела и с нижнего капельника стекало 300...400 капель/мин. После этого включают подогрев рубашки колонки и, регулируя ее обогрев с помощью ЛАТРа, добиваются заданной величины орошения. Для эффективного разделения необходимо, чтобы число капель, падающих с нижнего капельника в единицу времени, превышало в 1,2...2 раза число капель, стекающих с верхнего капельника.

Операция по установлению оптимального соотношения между числом флегмы, стекающей в куб, и числом капель орошения, стекающего из головки колонки в единицу времени, носит название «вывода колонки на рабочий режим». Количество капель определяют с помощью секундомера, наблюдая время падения 10 капель или считая количество капель за 10 с. Оптимальное соотношение составляет: в одну минуту 180...200 капель вверху колонки и 350...400 внизу [10-13]. Запись режима ректификации

ведется по схеме табл. 10.1. Показания отмечаются через каждые пять минут, начиная с момента появления капель флегмы внизу колонки и до конца ректификации, и заносят в таблицу 10.1.

Таблица 10.1 – Режим ректификации

| Время   | t                            | 0 | ... |  |
|---------|------------------------------|---|-----|--|
| Куб     | Число капель флегмы в мин.   |   |     |  |
|         | Показания вольтметра, мВ     |   |     |  |
| Колонка | Число капель орошения в мин. |   |     |  |
|         | Показания вольтметра, мВ     |   |     |  |
|         | Температура паров, °С        |   |     |  |
|         | Число капель отбора в мин.   |   |     |  |
|         | Флегмовое число              |   |     |  |

Установив требуемое соотношение капель, выдерживают колонку в таком режиме без отбора дистиллята в течение 1 часа для достижения равновесия между жидкой и парообразной фазами. После часовой задержки на заданном орошении отбирают пробы сверху из головки колонки и снизу из куба приблизительно по  $0,2...0,5 \text{ см}^3$  (5...10 капель). Отбор пробы сверху осуществляется с помощью крана на головке колонки (спустить жидкость из отростка раза два и сделать разовый отбор). Для отбора проб из куба колба с тубусом снабжена барометрической трубкой, идущей до дна колбы, с краном отводом со шлифом. На шлиф одевают соответствующую пробирку, на конец трубки резиновую грушу. После отбора пробы сверху нужно быстро отобрать пробу снизу, для чего медленно сжимая рукой грушу, другой поворачивает кран барометрической трубки, при этом жидкость в колбе перемешивается. Осторожно ослабляя нажим на резиновый баллон, засасывают жидкость в пробирку и, набрав нужное количество, закрывают кран.

В отобранных пробах определяют показатели преломления и по справочной таблице отыскивают соответствующее этим показателям преломления число «теоретических тарелок». Разница между числом «теоретических тарелок», соответствующих показателю преломления пробы, взятой из головки колонки, и числом «теоретических тарелок», соответствующих показателю преломления кубовой жидкости, и является эффективностью колонки в данный момент. Операцию определения эффективности колонки можно считать законченной, когда результаты двух последовательных определений числа «теоретических тарелок» колонки станут одинаковыми, то есть показатели преломления как в головке колонки, так и в кубе перестанут изменяться.

### *Изучение влияния флегмового числа на состав дистиллята и число теоретических тарелок*

Установив эффективность колонки по достижении равновесия, начинают вести отбор дистиллята при разных флегмовых числах. Сначала устанавливают флегмовое число, равное 3/2, затем 2/3 от числа найденных теоретических тарелок. На каждом режиме также отбирают пробы из куба и головки колонки. Отбор проб берут через 30...60 мин работы колонки на заданном режиме, чтобы установилось равновесие, соответствующее заданному флегмовому числу. В отобранных пробах определяют показатели преломления и соответствующие концентрации этилового спирта.

Для определения числа теоретических тарелок необходимо построить равновесную кривую для смеси этанол-вода и рабочую линию ректификационной колонны на диаграмме состав жидкости – состав пара ( $x - y$ ) по низкокипящему компоненту – этанолу.

В координатах  $x - y$  по данным справочника, используя равновесные концентрации этанола в жидкости ( $x$ ) и паре ( $y$ ), строим равновесную кривую. Проводим диагональ. Далее строим рабочую линию колонны по уравнению:

$$y = \frac{R}{R+1} \cdot x + \frac{x_D}{R+1}$$

где  $x$  и  $y$  – концентрации этанола в жидкости к паре;  
 $x_D$  – концентрация этанола в дистилляте.

Уравнение – есть уравнение прямой, отсекающей на оси ординат отрезок, равный  $x_D/(R+1)$  и имеющий  $\text{tg}$  угла наклона к оси абсцисс, равный  $R/(R+1)$ .

Рабочая линия дает место точек, выражающих состав пара по НКК в зависимости от содержания его в жидкости на любой тарелке колонны при заданном флегмовом числе. Для ее построения откладываем на оси ординат отрезок  $x_D/(R+1)$  и получаем точку В. На оси абсцисс (рис. 10.2) откладываем найденные значения концентраций этанола в кубовой жидкости ( $x_W$ ) и дистилляте ( $x_D$ ) и восстанавливаем из них вертикали. Первой точкой рабочей линии будет точка пересечения А перпендикуляра, восстановленного из ( $x_D$ ) с диагональю.

Пар, идущий с верхней тарелки колонны, полностью конденсируется в дефлегматоре. Состав дистиллята будет равен  $y_D$ , то есть точка А должна одновременно принадлежать диагонали (место точек  $X = Y$ ) и рабочей линии. Соединим точку А с точкой В прямой линией. Далее, из  $x_W$  на оси абсцисс восстановим перпендикуляр до пересечения с прямой АВ – получим точку С – конечную точку рабочей линии АС (рис. 10.2).

Число теоретических тарелок соответствует числу ступеней, построенных между кривой равновесия и рабочей линией. Первая ступенька строится следующим образом. Из точки А проводим прямую, параллельную оси абсцисс, до пересечения с кривой равновесия. Из этой точки опускаем перпендикуляр до пересечения с рабочей линией. Из полученной точки снова проводим прямую, параллельную оси абсцисс, до пересечения с кривой равновесия, а также и вертикаль до пересечения с рабочей линией, и т.д. – до пересечения с перпендикуляром, восстановленным из  $x_w$ .

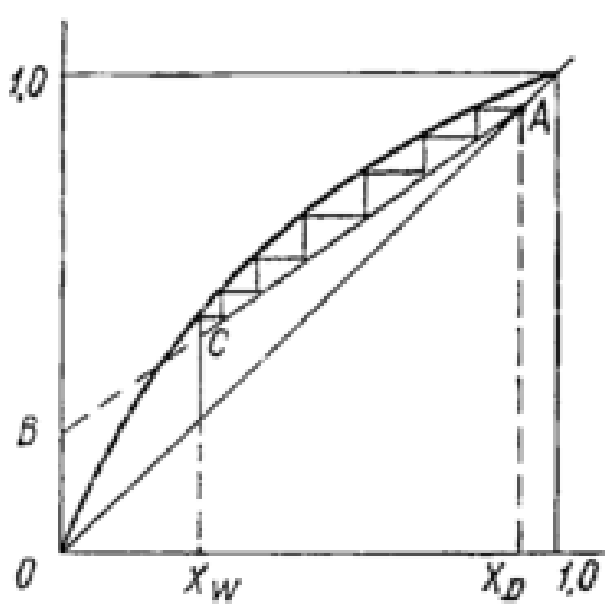


Рис. 10.2 – Определение числа теоретических тарелок

#### *Обработка опытных данных*

1. По полученным значениям плотностей смеси этиловый спирт – вода в кубер<sub>w</sub> и дистиллатер<sub>p</sub> определить по диаграмме рис.10.3 содержание спирта в % массовых.

Пересчитать концентрацию смеси из массовых долей  $x_w^-$  в мольные  $x_w$ , кмоль спирта/кмоль смеси:

$$x_w = (x_w^- / M_c) / [x_w^- / M_c + (1 - x_w^-) / M_b]$$

где  $M_c, M_b$  – соответственно, мольные массы спирта и воды, кг/кмоль.

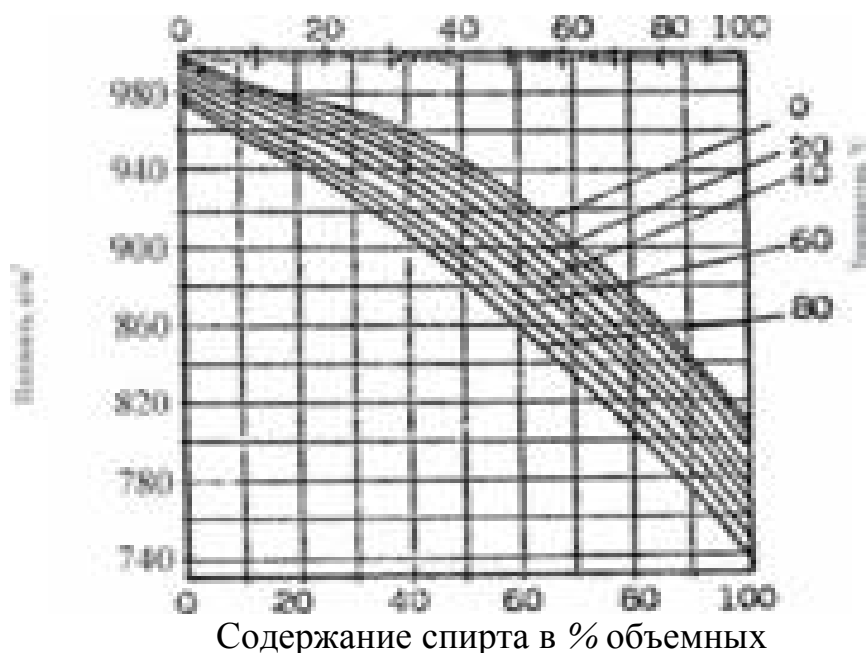


Рис. 10.3 – Плотность водно-спиртовых растворов при разных температурах.

Аналогично рассчитать мольную концентрацию дистиллята –  $x_p$ .

2. В координатах  $y-x$  построить на основе таблицы 1(приложение Б) равновесную зависимость для смеси этиловый спирт-вода. На этом графике по результатам опыта построить линию изменения рабочих концентраций. Порядок построения смотрите выше.

3. Графическим построением ступеней изменения концентрации в пределах от  $x_w$  до  $x_p$  определить число «теоретических тарелок».

4. Рассчитать средний КПД колонны.

5. Производительность колонны по дистилляту  $G_p$  [кг/с] рассчитать по зависимости:

$$G_p = 2 \cdot 10^{-5} \rho_p / \tau$$

6. Рассчитать скорость паров в колонне  $w_f$  [м/с], отнесенную к полному ее сечению:

$$w_f = G_p(R+1) \cdot 22,4 (T+t_p) / (F \cdot M_p \cdot T),$$

где  $F$  – площадь сечения колонны,  $m^2$ , если внутренний диаметр колонны 77 мм;

$t_p$  – температура паров дистиллята, определяемая по таблице 1(приложение В) для  $x_p$ ;

$M_p$  – мольная масса дистиллята, равная  $M_p = M_{сx_p} + M_{в(1-x_p)}$ , кг/кмоль.

7. Составить тепловой баланс дефлегматора:

$$Q_{\text{в}} = Q_{\text{п}}$$

$$G_{\text{всв}} (t_{\text{к}} - t_{\text{н}}) = G_{\text{р}} (R+1) [r_{\text{р}} + c_{\text{р}} (t_{\text{р}} - t_{\text{ф}})]$$

где  $G_{\text{в}}$  – расход охлаждающей воды, кг/с;

$c_{\text{в}}$  – теплоемкость воды кДж/(кг °С);

$t_{\text{н}}$ ,  $t_{\text{к}}$  – температура охлаждающей воды, поступающей в дефлегматор и уходящей из дефлегматора, °С;

$t_{\text{ф}}$  – температура конденсата, поступающего из дефлегматора в флегмоделитель, °С;

$r_{\text{р}}$  – теплота конденсации паров дистиллата, кДж/кг:

$$r_{\text{р}} = x_{\text{р}} r_{\text{с}} + (1 - x_{\text{р}}) r_{\text{в}}$$

где  $r_{\text{с}}$  – теплота конденсации этилового спирта, кДж/кг;

$r_{\text{в}}$  – теплота конденсации водяного пара, кДж/кг;

$c_{\text{р}}$  – теплоемкость дистиллата, кДж/(кг °С):

$$c_{\text{р}} = x_{\text{р}} c_{\text{с}} + (1 - x_{\text{р}}) c_{\text{в}}$$

$c_{\text{с}}$  – теплоемкость этилового спирта, кДж/(кг °С);

$t_{\text{р}}$  – температура паров, поступающих в дефлегматор, °С.

Физические параметры  $c_{\text{в}}$ ,  $r_{\text{с}}$ ,  $r_{\text{в}}$ ,  $c_{\text{с}}$  находятся по справочным таблицам [3] при соответствующих температурах.

*Содержание отчета:*

- 1 Схема установки
- 2 Расчетная часть
- 3 На графике в координатах  $y-x$  определить число ступеней изменения концентраций
- 4 Отчетная таблица

*Контрольные вопросы:*

- 1 Что такое ректификация?
- 2 Принципиальная схема ректификационной установки
- 3 Материальный баланс ректификационной колонны
- 4 Основные допущения, применяемые при описании процесса ректификации
- 5 Вывод уравнений рабочих линий
- 7 Построение рабочих линий на диаграмме  $y-x$

## Лабораторная работа № 11

### Тема: Изучение процесса жидкостной экстракции

*Цель работы:* провести процесс экстракции в системе «жидкость – жидкость», построить треугольную диаграмму и рассчитать коэффициент распределения  $m$ .

*Оборудование и реактивы:* смесь «ацетон +  $\text{CCl}_4$ » и дистиллированная вода, стаканы, делительные воронки, магнитные мешалки, рефрактометр.

#### *Описание установки*

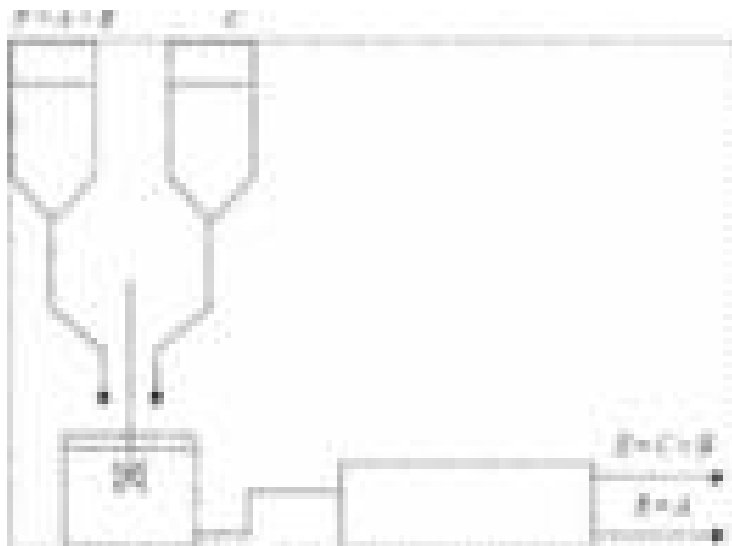
Экстракция в системе «жидкость – жидкость», которая изучается в данной лабораторной работе, – это массообменный процесс, протекающий с участием двух ограниченно растворимых жидкостей (фаз), между которыми при их смешении распределяется экстрагируемое вещество (целевой компонент).

Схема лабораторной установки для изучения процесса жидкостной экстракции показана на рис. 11.1. Экстрагент – дистиллированная вода и подлежащий разделению исходный раствор ацетона в четыреххлористом углероде – поступают самотеком из делительных воронок 1 и 2 в стакан 3, где тщательно перемешиваются магнитной мешалкой 4. Разделение смеси на отдельные фазы – экстракт и рафинат осуществляется в делительной воронке 5.

Исходный раствор приготавливается заранее; содержание ацетона в нем, а также в экстракте и рафинате определяют на рефрактометре по показателю преломления  $n$ . По градуировочным графикам находят соответствующие значения концентрации и заносят их в табл. 11.1. Рефрактометр перед замерахми надо прогреть в течение 5÷10 мин, после каждого определения необходимо тщательно протирать линзу рефрактометра фильтровальной бумагой.

Количество подаваемой смеси и экстрагента (воды), а также количество ступеней обработки или конечная концентрация рафината задаются перед началом работы преподавателем [12,13].





F – исходная смесь; A – первичный растворитель; B – извлекаемое вещество; C – чистый вторичный растворитель; E – экстракт (C + B); R – рафинат

Рис. 11.1 – Схема процесса одноступенчатой жидкостной экстракции

#### *Методика проведения работы*

Перед началом работы необходимо усвоить сущность и теоретические основы процесса экстракции, ознакомиться со схемой установки, методикой проведения работы, обработкой опытных данных и ответить на контрольные вопросы.

Получить исходную смесь «ацетон +  $CCl_4$ », определить концентрацию (по калибровочным графикам) и рассчитать плотность исходной смеси; смешать ее в определенном соотношении с экстрагентом (дистиллированной водой); после отстаивания и разделения смеси в делительной воронке слить обе образовавшиеся фазы (экстракт и рафинат), определить их объем и концентрации; при необходимости провести вторую ступень экстракции; построить треугольную диаграмму и рассчитать коэффициент распределения  $m$ .

Работа выполняется в следующем порядке.

1. Получить от преподавателя задание относительно условий проведения эксперимента: количество и соотношение (по объему) между исходной смесью и экстрагентом; количество ступеней обработки.
2. Определить концентрацию и рассчитать плотность исходной смеси.
3. Открыть краны подачи исходной смеси и воды, включить магнитную мешалку и постепенно при непрерывном перемешивании подать необходимое их количество.

4. Тщательно перемешать смесь и перенести ее в делительную воронку 5, где выдержать до полного расслоения фаз. Измерить объемы полученных фаз, взять пробы экстракта (верхняя часть) и рафината и определить их концентрации. Полученные результаты занести в табл. 11.1.

5. При необходимости повторной экстракции (в соответствии с заданием) аккуратно слить нижнюю часть раствора (рафинат) в стакан с мешалкой и провести вторую экстракцию с заданным количеством воды;

6. С полученной смесью повторить п. 4.

7. По окончании работы отключить все приборы, вымыть посуду и привести рабочее место в порядок.

Ниже приведены некоторые данные, необходимые для последующего расчета процесса экстракции при  $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$  (табл. 11.2).

Таблица 11.1– Экспериментальные и расчетные данные

| Измеряемые<br>(рассчитываемые)<br>параметры            | Исходная<br>смесь | Экстрагент<br>(вода) |                  | Экстракт     |              | Рафинат          |                  |
|--|-------------------|----------------------|------------------|--------------|--------------|------------------|------------------|
|  |                   | 1<br>ступе<br>нь     | 2<br>ступен<br>ь | 1<br>ступень | 2<br>ступень | 1<br>ступен<br>ь | 2<br>ступен<br>ь |
| Показатель<br>преломления $n$                          |                   |                      |                  |              |              |                  |                  |
| Концентрация<br>ацетона $B$ ,<br>масс. %               |                   |                      |                  |              |              |                  |                  |
| Плотность $\rho$ , кг/м <sup>3</sup>                   |                   |                      |                  |              |              |                  |                  |
| Расход, мл/г   |                   |                      |                  |              |              |                  |                  |
| Количество<br>образующихся<br>растворов (фаз),<br>мл/г |                   |                      |                  |              |              |                  |                  |

Таблица 11.2 – Справочные данные

| Параметры                            | Вода   | Ацетон | Четыреххлористый<br>углерод |
|--------------------------------------|--------|--------|-----------------------------|
| Плотность $\rho$ , кг/м <sup>3</sup> | 1000   | 790    | 1600                        |
| Показатель преломления, $n$          | 1,3330 | 1,3591 | 1,4603                      |

### Обработка опытных данных

1. По данным, приведенным в табл. 11.3, на треугольной диаграмме построить кривую равновесия (бинодальную кривую).

2. На треугольной диаграмме нанести точки, отвечающие составу исходной смеси (F), экстрагента (C) и полученного раствора ( $M_1$ ). Точка  $M_1$  находится по правилу рычага.

3. Нанести точки, соответствующие составу экстракта ( $E_1$ ) и рафината ( $R_1$ ), т. е. построить хорду равновесия  $R_1E_1$  одноступенчатой экстракции.

4. Зная количество исходной смеси, экстрагента, экстракта и рафината и их концентрации (содержание ацетона), рассчитать коэффициент распределения  $m$ .

5. При проведении двухступенчатой экстракции найти точку  $M_2$  и построить вторую хорду равновесия  $R_2E_2$ .

Таблица 11.3 – Равновесные данные для системы «ацетон – четыреххлористый углерод – вода», масс. %

| Ацетон (B) | Четыреххлористый углерод (A) | Вода (C) |
|------------|------------------------------|----------|
| 32,9       | 65.80                        | 1.3      |
| 54,7       | 38.20                        | 7,1      |
| 60,3       | 17.70                        | 22.0     |
| 52,1       | 5.20                         | 42.7     |
| 48,1       | 3.97                         | 47.9     |
| 23,8       | 0.60                         | 95.6     |
| 0,5        | 0.40                         | 99.1     |
| 26,8       | 72.20                        | 1.0      |
| 16,2       | 83.40                        | 0.4      |

### Содержание отчета:

- 1 Схема установки
- 2 Отчетная таблица
- 3 Расчетная часть
- 4 Треугольная диаграмма – на миллиметровой бумаге

### Контрольные вопросы:

- 1 Что такое экстракция?
- 2 Виды экстракции, область применения.
- 3 Что такое экстрагент, экстракт и рафинат?
- 4 Требования, предъявляемые к экстрагенту.
- 5 Закон распределения. Коэффициент распределения
- 6 Правило рычага
- 8 Обозначение концентраций на треугольной диаграмме

## Лабораторная работа № 12

### Тема: Изучение процесса адсорбции

*Цель работы:* ознакомление с работой адсорбционного аппарата с неподвижным слоем зернистого адсорбента установки периодического действия. Определение коэффициентов массопередачи и защитного действия, предельной величины адсорбции при поглощении водяного пара цеолитом

#### *Описание лабораторной установки*

Работа проводится на установке (рис. 12.1), которая работает по следующей схеме. Воздушный поток поступает из компрессора 1 через ресивер 9, игольчатый вентиль 2 и ротаметр 3.

Далее он делится на две части: одна направляется в увлажнительную камеру 4, имеющую нагревательный элемент для нагрева воды и контактный термометр для поддержания определенной температуры в камере, другая часть направляется в обход увлажнительной камеры. После смешения обоих потоков измеряется с помощью психрометра 5 влагосодержание воздуха, поступающего через 3-х ходовой кран 6 в колонну, заполненную адсорбентом. Влагосодержание воздуха после колонны 7 измеряется психрометром 8. Осушенный воздух выбрасывается в атмосферу.

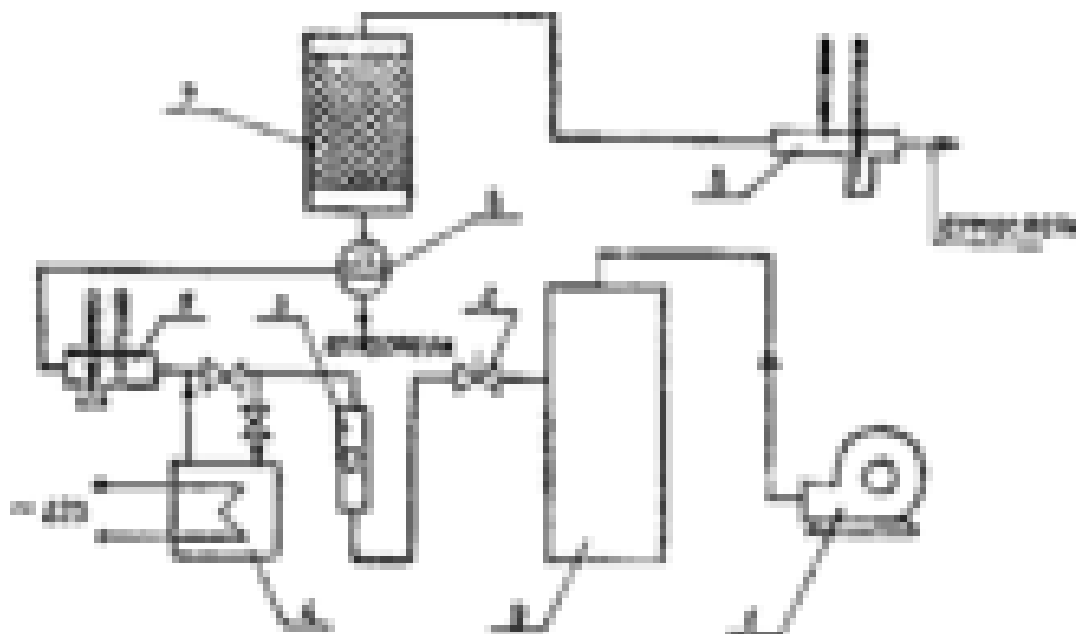


Рис. 12.1 – Схема лабораторной установки

### Порядок выполнения работы

Лабораторная работа проводится в следующей последовательности.

1. Ознакомиться с содержанием работы и установкой.
2. Включить нагревательный элемент увлажнительной камеры 4 тумблером.
3. Убедившись, что вода в увлажнительной камере нагрелась до необходимой температуры, 3-х ходовым краном соединить систему с атмосферой, включить компрессор 1 и игольчатым вентилем 2 установить по ротаметру 3 заданный расход воздуха.
4. После установления необходимой влажности соединить систему с адсорбционной колонкой, т.е. быстро переключить 3-х ходовой кран на слой адсорбента. С этого момента начинать отсчет времени опыта.
5. Сначала, через каждые 30 с - 6 замеров, затем через каждые 60 с - 7 замеров, а потом через каждые 120 с все остальные замеры записывать в табл. 12.1, показания психрометров на выходе и на входе колонки.
6. Опыт проводить до тех пор, пока показания психрометра 8 на выходе из колонки не будут одинаковыми с показаниями психрометра 5.
7. Окончив опыт, выключить нагреватель увлажнителя, затем - компрессор.
8. Опытные данные свести в табл. 12.1.

Таблица 12.1 – Отчетная таблица

| τ, с | До колонки          |                     |       | После колонки       |                     |       | Расчетные данные  |                       |                         |                                    |        |         |
|------|---------------------|---------------------|-------|---------------------|---------------------|-------|-------------------|-----------------------|-------------------------|------------------------------------|--------|---------|
|      | t <sub>0</sub> , °C | t <sub>м</sub> , °C | кг/кг | t <sub>0</sub> , °C | t <sub>м</sub> , °C | кг/кг | x <sub>0</sub> /x | Ln(x <sub>0</sub> /x) | Ln(x <sub>0</sub> /x)-1 | a <sub>0</sub> , кг/м <sup>3</sup> | K, с/м | KV, 1/с |
|      |                     |                     |       |                     |                     |       |                   |                       |                         |                                    |        |         |
|      |                     |                     |       |                     |                     |       |                   |                       |                         |                                    |        |         |
|      |                     |                     |       |                     |                     |       |                   |                       |                         |                                    |        |         |

### Обработка опытных данных

Длительность работы слоя адсорбента в стадии параллельного движения фронта сорбции (при  $L > L_0$ ) рассчитывается по уравнению Н.А.Шилова [1]:

$$\tau = K \cdot L - \tau_0$$

где  $\tau$  – время защитного действия слоя, с;

$K$  – коэффициент защитного действия, с/м, показывающий время защитного действия слоя длиной 1 м;

$L$  – длина слоя, м;

$\tau_0$  – потеря времени защитного действия, с (кинетическая константа, пропорциональная скорости массообмена, при бесконечно большой скорости становится равной нулю).

При изучении сорбционного процесса обычно измеряют выходную кривую сорбции – изменение концентрации поглощаемого вещества во времени за слоем адсорбента (рис. 12.2). Затем, пользуясь развернутым уравнением динамики сорбции[5,6]:

$$\tau = K \cdot L - K \cdot W \cdot (\ln(x_0/x) - 1) / KV$$

строят график в координатах  $(\ln(x_0/x) - 1) = f(\tau)$ .



Рис. 12.2 – Выходная кривая сорбции  $\ln(x_0/x) - 1$

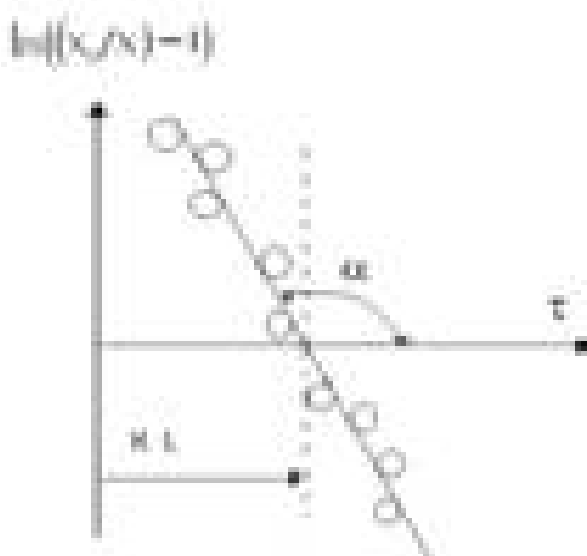


Рис. 12.3 – Кривая сорбции

Отрезок, отсекаемый на оси абсцисс (рис. 12.3), равен  $K \square L$ , а котангенс угла наклона прямой есть  $K \square W/K_V$ .

Здесь в уравнении  $W$  –объемная скорость потока, отнесенная к полному сечению аппарата,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \square \text{с})$ ;

$$K = a_0/(W \square x_0')$$

где  $a_0$ – предельная величина сорбции, кг сорбированного вещества на  $1 \text{ м}^3$  слоя адсорбента;

$K_V$ – коэффициент массопередачи,  $\text{с}^{-1}$ .

Объемная скорость парогазовой смеси  $W$  определяется по уравнению расхода:

$$V = W \square S$$

Таким образом, необходимо:

1. По температурам сухого  $t_c$  и мокрого  $t_m$  термометров определить влагосодержание воздуха на входе  $x_0$  и на выходе  $x$  адсорбционной колонны для каждого момента времени:

$$x = 0,622 \square \varphi \square P_c / (735 - \varphi \square P_c)$$

где  $\varphi$  – относительная влажность воздуха (отн. ед.) вычисляется по формуле:

$$\varphi = [P_m - 0,494 (t_c - t_m)] / P_c$$

где  $P_m$ ,  $P_c$  – давление насыщенного водяного пара в воздухе при температуре мокрого  $t_m$  и сухого  $t_c$  термометров, мм рт. ст.

Давление насыщенного водяного пара может быть рассчитано по уравнению, аналогичному уравнению Антуана, которое для водяного пара в диапазоне температур от 0 до 60 °С имеет вид:

$$\ln P = 18,76 - 4081,18 / (236,77 + t)$$

или

$$P = e^{18,76 - 4081,18 / (236,77 + t)}$$

1. Построить по экспериментальным данным выходную кривую сорбции в координатах:

$$x = f(\tau) \quad (\text{рис. 12.2})$$

2. Рассчитать и построить выходную кривую сорбции в координатах:

$$(\ln(x_0/x) - 1) = f(\tau) \quad (\text{рис. 12.3})$$

3. Вычислить коэффициент защитного действия по отрезку, отсекаемому прямой на оси абсцисс  $K$ , с/м:

$$K = \tau_1 / L$$

4. Вычислить предельную величину сорбции по уравнению:

$$a_0 = K \cdot V \cdot x_0 / S$$

где  $S$  – площадь сечения колонки,  $\text{м}^2$ ;

$V$  – объемный расход газовой смеси,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$x_0'$  – влажность газовой смеси, кг воды на  $1\text{м}^3$  воздуха на входе в слой адсорбента:

$$x_0' = x_0 \cdot \rho$$

$\rho$  – плотность воздуха при температуре газовой смеси (при  $t_c$ ), рассчитанная по уравнению Клапейрона:

$$\rho = M \cdot 273 / [22,4 \cdot (273 + t_c)]$$

где  $M$  – молярная масса газа, кг/кмоль.

5. Вычислить коэффициент массопередачи  $K_1$  по котангенсу угла наклона прямой (рис. 12.3):

$$\text{ctg}\alpha = - K \cdot W / K_v$$

$$K_v = - K \cdot W / \text{ctg}\alpha$$



*Характеристика адсорбентов:*

Цеолит – СаХ

Размер пор – 10 А°

Размер гранул: диаметр– 2 мм, длина– 3 мм

$\rho_{\text{нас}} = 735 \text{ кг/м}^3$

Температура регенерации: 400 ÷ 450 °С

Цеолит – NaХ

Размер пор – 10 А°

Размер гранул – 3 мм

$\rho_{\text{нас}} = 700 \text{ кг/м}^3$

Температура регенерации: 400 ÷ 450 °С

*Условия проведения опыта*

Длина слоя цеолита:  $L = 4 \div 6 \text{ см}$

Влажность воздуха:  $x_0 = 15 \div 20 \cdot 10^{-3} \text{ кг влаги / кг воздуха}$

Температура воздуха:  $t_c = 20 \div 25 \text{ °С}$

Разность показаний сухого и мокрого термометров на входе:

$$t_c - t_m = 0,2 \div 0,3 \text{ °С}$$

Расход газовой смеси:  $V = 18 \div 22 \text{ л/мин}$

*Содержание отчета:*

- 1 Схема установки
- 2 Таблица опытных данных
- 3 Выходная кривая сорбции в координатах  $x - \tau$
- 4 Выходная кривая сорбции в координатах  $(\ln(x_0/x) - 1) = f(\tau)$

*Контрольные вопросы.*

- 1 Механизм процесса адсорбции
- 2 Равновесие при адсорбции. Изотермы адсорбции
- 3 Требования к адсорбентам. Промышленные адсорбенты
- 4 Тепловой эффект при адсорбции
- 5 Уравнение Шилова, время защитного действия, потеря времени защитного действия, понятие «проскока»
- 6 Конструкции адсорберов

## Лабораторная работа № 13

### Тема: Изучение процесса радиационной сушки

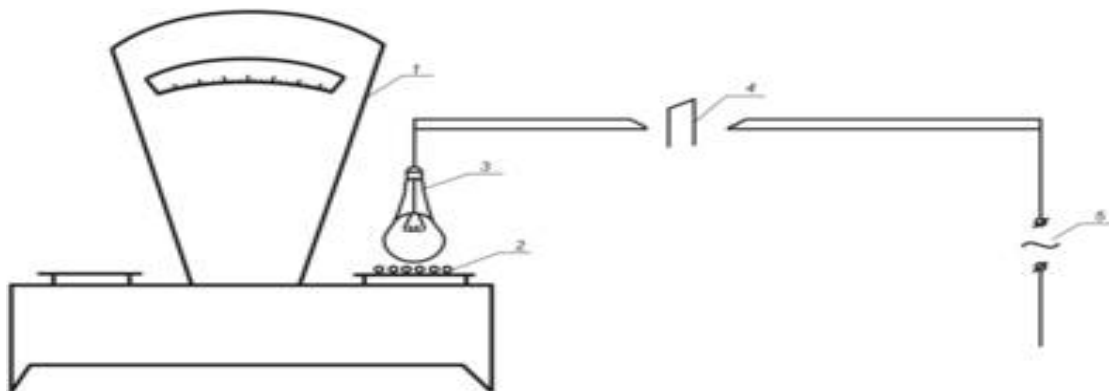
*Цель работы:* снятие кривой сушки  $W = f(m)$ , построение по ней методом графического дифференцирование кривой скорости сушки с записью уравнения кривой и определением констант скорости сушки.

#### *Описание установки*

Установка (рис. 13.1) состоит из влагомера 1, на одну из чашечек которого помещается образец высушиваемого материала 2. Над образцом устанавливается электролампа 3, излучаемая инфракрасные лучи. Лампа присоединена к сети через трансформатор 4. Напряжение, подаваемое на лампу, не должно превышать 110 В (см. деление автотрансформатора).

#### *Методика проведения работы*

Установить движок автотрансформатора на деление по указанию лаборанта. Положить па чашечку влагомера образец исходного высушиваемого материала, включить лампу и секундомер. Записать начальный вес влажного материала. Через каждые 1-3 мин. записывать все образца до момента окончания сушки (до постоянного веса)[10,13].



1 – влагомер; 2 – высушиваемый материал; 3 – электролампа;  
4 – трансформатор

Рис. 13.1– Схема установки

#### *Обработка экспериментальных данных*

1. Содержание влаги в образце рассчитывается по уравнению:

$$G_{ВЛ} = G - G_{сух}$$

где  $G$  – масса образца в данный момент времени, кг;

$G_{сух}$  – масса высушенного образца, кг.

2. Определяется изменение влажности материала  $\Delta W$  за каждый интервал времени  $\Delta \tau$ .

$$\Delta W = W_2 - W_1$$

3. Определяется скорость сушки:  $\frac{\Delta W}{\Delta \tau}$

4. Данные заносятся в таблицу 13.1.

5. Построить кривую скорости сушки в координатах  $\Delta W/\Delta \tau - \tau$ ,  $\Delta W/\Delta \tau - W$ , а также кривую зависимости влажности от времени сушки  $\Delta W - \tau$ .

6. По графикам определить все периоды сушки: I, II, III, IV периоды. Найти значения  $W_1, W_2, W_3, W_r$  и время, соответствующее этим значениям:  $\tau_1, \tau_2, \tau_3, \tau_4$ .

7. Далее определяют по вышеприведенным зависимостям константы скорости в различных зонах:  $K_1, K_2, K_3$ , и записывают общее уравнение кривой сушки.

Таблица 13.1 – Протокол измерений

| Замеряемые величины        |                              |                          | Рассчитываемые величины                      |                                |                               | Скорость сушки<br>$\frac{\Delta W}{\Delta \tau}$ |
|----------------------------|------------------------------|--------------------------|--|--------------------------------|-------------------------------|--|
| Текущее время<br>$\tau, c$ | Интервал<br>$\Delta \tau, c$ | Масса образца<br>$G, кг$ | Содержание влаги в материале<br>$G_{вл}, кг$ | Влажность материала<br>$W, \%$ | Изменение влаги<br>$\Delta W$ |  |
|                            |                              |                          |  |                                |                               |  |

*Контрольные вопросы:*

- 1 Какой процесс называется сушкой
- 2 Какие способы сушки знаете?
- 3 При каких случаях идет процесс сушки или десорбции?
- 4 Классификация форм связи влаги с материалом?
- 5 Что такое адсорбционно и осмотически связанная влага?
- 6 Что такое свободная и связанная влага?
- 7 Что такое влажность материала?
- 8 Что такое гигроскопическое состояние материала и гигроскопическая точка?
- 9 Скорость сушки?
- 10 Кривая скорости сушки?
- 11 Области процесса сушки?
- 12 Зоны и константы процесса сушки?
- 13 Общее уравнение сушки?

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1 Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М. : Химия, 1973.– 752 с.
- 2 Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии /Ю.И. Дытнерский, Т.1-2. – М. : Химия, 2002. – 768 с.
- 3 Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии /К.Ф.Павлов, П.Г.Романков, А.А.Носков. – Л. : Химия, 1987. – 576 с.
- 4 Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по курсовому проектированию /Под ред. Ю.И.Дытнерского. – М. : Химия, 1991. – 272 с.
- 5 Иоффе, И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии /И.Л.Иоффе. – Л. : Химия, 1991. – 352 с.
- 6 Цветков, С.К. Процессы и аппараты химических производств: Методические указания к выполнению курсового проекта /С.К.Цветков, И.Л.Евсеева, А.П.Серов. – СПб. : СЗТУ, 2004. – 44 с.
- 7 Оборудование химических производств. Атлас конструкций: Учебник для студ. технич. и хим.-техн. спец. вузов /А.И.Леонтьева и др. – М. : КолосС, 2009. – 176 с.
- 8 Айштейн, В.Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии /В.Г.Айштейн и др. Т.1,2. – М. : Логос, Высшая школа, 2003. – 2672 с.
- 9 Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии /Под рук. Романкова П.Г. 5-е изд. – Л.: 1979. – 256с.
- 10 Алтынбеков Ф.Е., Нурунбетов Т.С., Тлеуов А.С., Ханходжаев Ш.Х., Омаркулов П.К., Якубова Р.Р. Лабораторный практикум по дисциплинам «Основные процессы и аппараты химических производств», «Технологические процессы и производства», «Процессы и аппараты химической технологии», «Процессы и аппараты перерабатывающей промышленности», «Процессы и аппараты», «Теоретические основы нефтехимической технологии». Часть 1 «Гидромеханические процессы»: Учебное пособие. – Шымкент: Южно-Казахстанский государственный университет им.М.Ауезова, 2008. – 47 с.
- 11 Гидромеханические процессы: Методические указания к лабораторным работам /Сост. О.А.Кокушкин, В.С.Куров, Г.Ю.Бутко, М.В.Завьялов /Под ред. О.А.Кокушкина; перераб. и доп. – С-Пб. : ГТУРП, 2007.– 37 с .
- 12 Процессы и аппараты пищевых производств: Лабораторные работы по массообменным процессам /Сост. В.А.Набатов, Т.В.Павлова, В.М.Нечаев, А.Б. Мозжухин, Е.А.Сергеева. – Тамбов : ТГТУ, 2002. – 25 с.

13 Процессы и аппараты химической технологии : сб. описаний лабораторных работ для подготовки дипломированных специалистов по направлению 655000 «Химическая технология органических веществ и топлив» спец.240406 «Технология химической переработки древесины» /Сост. Е.Г.Казакова, Н.А. Корычев, Т.Л.Леканова, В.Т.Чупров–Сыктывкар : СЛИ, 2007. – 80 с .

## ПРИЛОЖЕНИЕ А

Таблица 1 – Физические свойства воды

| Показатели                            | Температура |        |        |        |        |       |
|---------------------------------------|-------------|--------|--------|--------|--------|-------|
|                                       | 20°C        | 40°C   | 60°C   | 80°C   | 100°C  | 120°C |
| Плотность $\rho$ , кг/м <sup>3</sup>  | 988         | 992    | 983    | 972    | 958    | 943   |
| Вязкость $\mu$ , Па·с                 | 1,005       | 0,656  | 0,4688 | 0,3565 | 0,2838 | 0,180 |
| Теплопроводность $\lambda$ , Вт/(м·К) | 0,5931      | 0,6396 | 0,6629 | 0,6745 | -      | -     |

Таблица 2 – Физические свойства воздуха

| Плотность $\rho$ , кг/м <sup>3</sup> | Динамическая вязкость $\mu$ , Па·с | Кинематическая вязкость $\nu$ , м <sup>2</sup> /с | Теплоемкость $c$ , Дж/(кг·К) | Теплопроводность $\lambda$ , Вт/(м·К) |
|--------------------------------------|------------------------------------|---|------------------------------|---------------------------------------|
| 1,293                                | 17,3                               | 213,4   | 1,006                        | 0,0261                                |

## ПРИЛОЖЕНИЕ Б

Таблица 1 – Равновесные составы кипящей жидкости и пара смеси «этиловый спирт – вода» при атмосферном давлении

| Температура,<br>t, °C | Равновесные составы, мол.<br>% |         | Равновесные составы,<br>масс. % |         |
|-----------------------|--------------------------------|---------|---------------------------------|---------|
|                       | жидкости, x                    | пара, y | жидкости, x                     | пара, y |
| 100                   | 0                              | 0       | 0                               | 0       |
| 99,6                  | 0.08                           | 1,03    | 0,20                            | 2,6     |
| 99.2                  | 0.23                           | 2.90    | 0.60                            | 7,1     |
| 99.0                  | 0.31                           | 3,725   | 0.80                            | 9,0     |
| 95.8                  | 1.61                           | 16.34   | 4.00                            | 33,3    |
| 94.15                 | 2.43                           | 21.45   | 6.00                            | 41,1    |
| 92.6                  | 3.29                           | 26.21   | 8.00                            | 47.6    |
| 90.5                  | 5.07                           | 33.06   | 12.0                            | 55.8    |
| 88.3                  | 6.86                           | 38.06   | 16.0                            | 61,1    |
| 87.0                  | 8.92                           | 42.09   | 20.0                            | 65.0    |
| 85.4                  | 12.08                          | 46.90   | 26.0                            | 69.3    |
| 84.7                  | 14.35                          | 49.30   | 30.0                            | 71.3    |
| 83.7                  | 18.03                          | 52.04   | 36.0                            | 73,5    |
| 83.1                  | 20.68                          | 53.46   | 40.0                            | 74.6    |
| 82.5                  | 23.51                          | 54.80   | 44.0                            | 75.6    |
| 81.9                  | 28,12                          | 56.71   | 50.0                            | "0      |
| 81,5                  | 31,47                          | 58.11   | 54.0                            | 78.0    |
| 81.0                  | 36.98                          | 60.29   | 60.0                            | 79,5    |
| 80.5                  | 43,17                          | 62.52   | 66.0                            | 81.0    |
| 80.2                  | 47,74                          | 64.21   | 70.0                            | 82.1    |
| 79.72                 | 55.34                          | 67.42   | 76.0                            | 84.1    |
| 79.5                  | 61.02                          | 70.29   | 80.0                            | 35.8    |
| 79.1                  | 67,27                          | 73.61   | 84.0                            | 87.7    |
| 78.65                 | 74.15                          | 78.00   | 88.0                            | 90.1    |
| 78.4                  | 79.82                          | 81.83   | 91.0                            | 92.0    |
| 78.27                 | 83.87                          | 84.91   | 93.0                            | 93.4    |
| 78.15                 | 89.41                          | 89.41   | 95.57                           | 95.57   |

## ПРИЛОЖЕНИЕ В

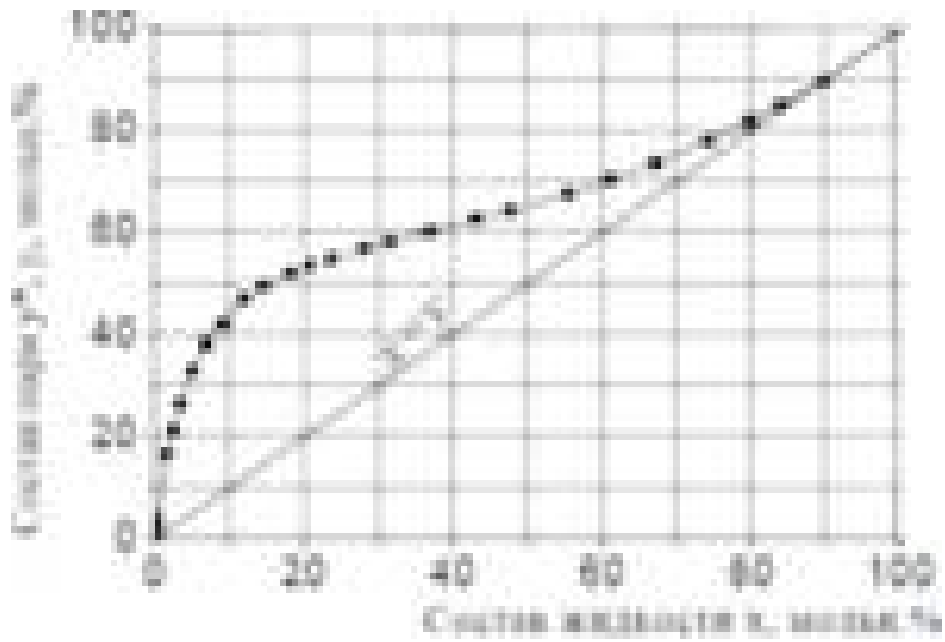


Рис. 1 – Диаграмма равновесия  $y^* = f(x)$



МайраЖаубасаровнаАлмагамбетова  
ГульшараШалкарровнаЕркебаева  
АйбаршаГубаевнаАбдрахманова

## **Процессы и аппараты химической технологии**

### **Учебное пособие**

Редакционно-издательский отдел Западно-Казахстанского  
аграрно-технического университета имени Жангир хана

Подписано к печати 2014 г.  
Формат бумаги 30x42 ¼  
Бумага листовая 80 м/г  
Объем 6,5 ус.п.л. Заказ №  
Тираж 50

Отпечатано в полном соответствии  
с качеством представленных оригиналов  
в РГП «Западно-Казахстанский аграрно-технический  
университет имени Жангир хана»  
090009 г.Уральск, Жангир хана, 51