

Министерство образования и науки Российской Федерации
Нижекамский химико-технологический институт (филиал)
федерального государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего профессионального образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

Л.Г. Ямалиева, Б.А. Ямалиев

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
К ВЫПОЛНЕНИЮ КОНТРОЛЬНЫХ ЗАДАНИЙ
ДЛЯ СТУДЕНТОВ ЗАОЧНОЙ ФОРМЫ ОБУЧЕНИЯ

**Нижекамск
2014**

УДК 66.01

Я 54

Печатаются по решению редакционно-издательского совета Нижнекамского химико-технологического института (филиала) ФГБОУ ВПО «КНИТУ».

Рецензенты:

Гарипов М.Г., кандидат технических наук, доцент;
Дмитриев А.В., доктор технических наук, доцент.

Ямалиева, Л.Г.

Я 54 Процессы и аппараты химической технологии : методические указания к выполнению контрольных заданий для студентов заочной формы обучения / Л.Г. Ямалиева, Б.А. Ямалиев. - Нижнекамск : Нижнекамский химико-технологический институт (филиал) ФГБОУ ВПО «КНИТУ», 2014. – 74 с.

Методические рекомендации предназначены для самостоятельной работы студентов, обучающихся по заочной форме по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии». В методических рекомендациях приведены общие сведения по основам гидравлики, по гидромеханическим, тепловым, массообменным процессам, варианты контрольных работ, методические рекомендации и примеры решения заданий контрольной работы.

УДК 66.01

© Ямалиева Л.Г., Ямалиев Б.А., 2014
© Нижнекамский химико-технологический институт (филиал) ФГБОУ ВПО «КНИТУ», 2014

Содержание

Введение	5
1. Структура и содержание раздела	6
1.1. Элементы технической гидравлики	6
2. Методические рекомендации к изучению раздела	10
3. Задания для контрольной работы	22
4. Вопросы для подготовки к экзамену	38
5. Структура и содержание раздела	40
5.1. Гидромеханические процессы	40
5.2. Тепловые процессы и аппараты	41
5.3. Массообменные процессы и аппараты	41
6. Методические рекомендации к изучению раздела	44
6.1. Гидромеханические процессы	44
6.1.1. Задания для контрольных работ по разделу «Гидромеханические процессы»	46
6.2. Тепловые процессы	51
6.2.1. Задания для контрольной работы по теме «Тепловые процессы»	55
6.3. Массообменные (диффузионные) процессы	59
6.3.1. Задания для контрольной работы по теме «Массообменные процессы»	63
7. Вопросы для подготовки к экзаменам по темам: гидромеханические, тепловые и массообменные процессы.	67
Информационно-методическое обеспечение	70
Таблица выбора вариантов	72

Студенты заочной формы обучения технологических специальностей выполняют по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» в течение двух семестров две контрольные работы.

• Контрольная работа состоит из задач по разделам основы гидравлики, гидромеханические, тепловые, массообменные процессы. При выполнении контрольной работы необходимо руководствоваться следующими требованиями:

- Выбрать вариант и условия задачи.
- Вариант выбирается по номеру группы и списку. Например, номер группы 1223. Вариант контрольной работы 23.1.1.0.; 23 - две последние цифры группы, 1 – номер по списку в деканате, 1 – номер задания, 0 – вариант задания.
- Переписать полностью условия задачи с цифровыми данными.
- Решение задач сопровождать краткими, но четкими объяснениями, необходимыми схемами, рисунками.
- Определению искомым величин должны предшествовать формулы и уравнения в буквенном выражении, со ссылкой на литературный источник.
- Численные значения величин подставлять в том же порядке, в каком эти величины записаны в формуле.
- Для каждого промежуточного и конечного результатов решения указывать размерности.
- При решении задач необходимо пользоваться единой системой единиц измерения (предпочтительно системой СИ).
- Необходимые для решения задач графики строить в определенном масштабе.

При пользовании методическими рекомендациями необходимо обратить внимание на то, что к каждой формуле в скобках приводится первоисточник формулы, с указанием страницы. Например, (4,1,5., с.19). Это учебное пособие, который в списке использованной литературе (Информационно методическое обеспечение) указывается, 4.1.5. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А. А. Носков. Под ред. чл. корр. АН СССР П.Г.Романкова.13-е изд. Стереотипное. Перепечатка с издания 1987 г. – М: ООО ТИД «Альянс», 2006. -576 с. А с.обозначает страницу, где эта формула приведена.

Введение

Современные химические и нефтехимические производства насчитывают множество разнообразных производств, часто сильно отличающихся химической природой и физическими свойствами исходных веществ, промежуточных и конечных продуктов, а также характером и условиями протекания технологических процессов. Несмотря на перечисленные различия, число элементарных процессов, повторяющихся в разных сочетаниях во всех химических производствах не так уж и много. Из этого ограниченного числа элементарных процессов или из некоторой их части, но в различной последовательности и при разных рабочих условиях строится технология любого химического производства. Изучение закономерностей указанных элементарных процессов, методов их рационального аппаратурно-технологического оформления и инженерного расчета составляет предмет дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии».

Все основные производственные процессы в нефтехимической промышленности связаны с использованием и перемещением жидкостей (нефть, нефтепродукты, химические реагенты, вода и др.). Такие знания необходимы для анализа и расчетов нефтехимических процессов, определения их оптимальных параметров, а также для проектирования аппаратов для проведения этих процессов. Данная дисциплина входит в профессиональный цикл (базовая, общепрофессиональная часть), формирующих конструктора нефтехимического оборудования, технолога нефтехимических производств.

1. Структура и содержание дисциплины

Дисциплина «Процессы и аппараты химических технологий», цели и задачи. История возникновения и роль российских ученых в развитии дисциплины «Процессы и аппараты химических технологий». Общие сведения о механике жидкости и газа. Понятие о макроскопической модели жидкости и газа, о сплошной деформируемой среде – текучести. Понятие о физически бесконечно малом объеме. Отличие механики жидкости от механики газа. Газовая динамика. Силы, действующие на текучее тело: внешние силы, внутренние силы, объемные (массовые), поверхностные силы.

1.1 Элементы технической гидравлики

Предмет гидравлика. Краткая историческая справка. Роль русских ученых в развитии гидравлики, гидромашин и гидроприводов. Применение гидромашин, гидроприводов и гидроавтоматики в современных технологических процессах

Основные физические свойства жидкостей: плотность, относительная плотность, плотность любого газа (уравнение Клапейрона), плотность смеси жидкостей, суспензий, плотность газовых смесей, вязкость (динамический и кинематический коэффициенты вязкости), удельный вес, поверхностное натяжение, температурное расширение, давление насыщенных паров. Понятие о ньютоновских и неньютоновских жидкостях.

Вопросы для самопроверки

1. Как определяется относительная плотность? (4.1.5., с. 12)
2. Какая связь существует между плотностью и удельным весом? (4.1.5., с.12)
3. Как определяется плотность жидкой смеси? (4.1.5.,с. 12)
4. Как определяется плотность суспензий? (4.1.5., с. 12)
5. Как определяется плотность любого газа при заданной температуре и давлении? (4.1.5.,с. 13)
6. Как определяется плотность газовой смеси? (4.1.5.,с. 13)
7. Как связаны между собой динамический и кинематический коэффициенты вязкости?
8. Как можно определить динамический коэффициент вязкости в зависимости от температуры? (4.1.5., с. 516; 556)
9. Какие жидкости называются ньютоновскими? (4.1.9., с.11)
10. Какие жидкости называются неньютоновскими? (4.1.9., с.11)

Гидростатика. Понятие о гидростатическом давлении. Основные свойства гидростатического давления. Дифференциальное уравнение равновесия Эйлера. Основное уравнение гидростатики и поверхностей уровня. Эпюры гидростатического давления. Давление покоящейся жидкости на дно и стенки сосуда. Гидростатические машины: гидравлический пресс гидравлический и пневматический аккумуляторы. Приборы для измерения давления: пьезометр, дифференциальный манометр, манометр, вакуумметр, батарейный моновакуумметр, трубка Пито-Прандля и др.

Вопросы для самопроверки

1. Что изучает гидростатика? (4.1.9., с.12)
2. Гидростатическое давление и его свойства. (4.1.9., с.14)
3. Дифференциальное уравнение равновесия Эйлера. (4.1.7., с.27)
4. Основное уравнение гидростатики. (4.1.9., с.16)
5. Поверхность равного давления (поверхность уровня). (4.1.9., с.17)
6. Эпюры гидростатического давления. (4.1.7., с.50)
7. Гидростатические машины: гидравлический пресс, гидравлический и пневматический аккумуляторы. (4.1.7., с.24)
8. Абсолютное и избыточное давление. (4.1.9., с.20)
9. Приборы для измерения давления: пьезометр, дифференциальный манометр, манометр, вакуумметр, батарейный моновакуумметр, трубка Пито-Прандля и др. (4.1.9., с.38; 4.1.7., с.36)

Гидродинамика. Основные понятия гидродинамики: элементарная струйка, трубка тока, поток рабочего тела (жидкости, газа). Внутренние, внешние и смешанные задачи гидродинамики. Основные характеристики движения жидкости: расход, скорость потока жидкости, гидравлический радиус или эквивалентный диаметр. Режимы движения реальной жидкости. Критерий Рейнольдса. Основные законы гидродинамики. Уравнение неразрывности (сплошности) для несжимаемой жидкости, протекающей по трубопроводу переменного сечения Дифференциальное уравнение движения идеальной жидкости (уравнение Эйлера). Уравнение Бернулли для идеальной и реальной жидкости. Геометрическое и энергетическое толкование уравнения Бернулли. Коэффициент Кориолиса. Уравнение движения вязкой сжимаемой жидкости (уравнения Навье – Стокса).

Общие сведения о потерянном напоре. Потери напора на трение и на местных сопротивлениях. Уравнение Дарси-Вейсбаха. Коэффициенты гидравлического сопротивления: коэффициент трения и коэффициент местного сопротивления. Гидравлическое сопротивление трубопроводов и аппаратов. Потери давления на трение и на местные сопротивления. Гидравлическое уравнение переноса количества движения (импульса) Навье-Стокса. Критерии гидравлического подобия. Критерии Рейнольдса, Эйлера, Фруда. Уравнение Гагена-Пуазейля. Гидравлические методы измерения расхода. Дроссельные расходомеры: диафрагма, мерное сопло, труба Вентури. Коэффициент расхода.

Вопросы для самопроверки

1. Основные понятия и определения струйчатой модели движения жидкости: траектория движения, линия тока, трубка тока, элементарная струйка жидкости, живое сечение потока жидкости и др. (4.1.9., с.48;50)
2. Гидродинамика. Внутренние, внешние и смешанные задачи гидродинамики.
3. Основные характеристики движения жидкости: расход, скорость потока жидкости, гидравлический радиус или эквивалентный диаметр. Уравнение неразрывности потока жидкости. (4.1.9., с. 53,56)
4. Режимы движения реальной жидкости. Критерий Рейнольдса. (4.1.5., с. 17)

5. Основные законы гидродинамики. Уравнение неразрывности (сплошности) для несжимаемой жидкости, протекающей по трубопроводу переменного сечения. (4.1.5.,с. 17)

6. Дифференциальное уравнение движения идеальной жидкости (уравнение Эйлера). (4.1.9.,с.65)

7. Уравнение Бернулли для идеальной и реальной жидкости. (4.1.9.,с.71,73)

8. Потерянный напор. Потери напора и давления по длине трубопровода (на трение) и на местных сопротивлениях. (4.1.9.,с.103,131)

Истечение жидкости через отверстия и насадки. Понятие об отверстиях: затопленное, незатопленное; отверстия в тонкой стенке, толстостенное отверстие. Схемы истечения жидкости из сосуда: при постоянном и переменном уровне жидкости. Истечение жидкости через насадки: цилиндрический насадок; конический сходящийся и расходящийся насадок, коноидальный насадок.

Вопросы для самоподготовки.

1. Затопленное и незатопленное отверстие. (4.1.9., с.211)
2. Малое и большое отверстия. (4.1.9., с.212:213)
3. Отверстие в тонкой стенке. (4.1.9., с.212)
4. Истечение жидкости через насадки. (4.1.9., с.223)
5. Цилиндрические, конические и коноидальные насадки. (4.1.9., с.223- 231)

Трубопроводы. Простые и сложные трубопроводы. Трубопроводные материалы: отводы, переходы, тройники, муфты, вентили, задвижки. Оптимальный диаметр трубопровода. Диапазон рекомендуемых скоростей. Разветвленные трубопроводы. Газопроводы. Гидравлический удар. Гидравлический расчет трубопроводов.

Вопросы для самоподготовки.

1. Простые и сложные трубопроводы. Короткие и длинные трубопроводы. (4.1.9., с.163)
2. Трубопроводные изделия: отводы, переходы, тройники, муфты, вентили, задвижки. (4.1.9., с.131 - 151)
3. Сифонный трубопровод (сифон). Область применения. (4.1.9., с.172)
4. Гидравлический удар. Способы борьбы с гидравлическим ударом. (4.1.9., с.200 - 208)
5. Гидравлический расчет трубопроводов. (4.1.9., с.182)

Транспортирование жидкостей. Гидравлические машины. Общие сведения о насосах. Назначение и классификация насосов. Основные параметры насосов: производительность, напор, расход энергии, к.п.д. Поршневые насосы. Классификация, устройство, принцип действия. Теоретическая и действительная производительность поршневых насосов. Насосы двойного, тройного, четверного действия. Расход энергии на перекачку жидкости поршневыми насосами.

Центробежные насосы. Схема работы центробежного насоса. Работа центробежного насоса на сеть, рабочая точка. Характеристика центробежного

насоса: частная и универсальная. Насосы других типов: шестеренчатый, винтовой, пластинчатый, струйный.

Вопросы для самоподготовки

1.Классификация насосов: объемные и динамические насосы. (4.1.2., с.162).

2.Основные параметры насосов: производительность, напор, высота всасывания, полезная мощность, действительная мощность, коэффициент полезного действия (КПД), коэффициент подачи (объемный КПД), гидравлический КПД, механический КПД, КПД передачи, КПД двигателя. Коэффициент полезного действия насосной установки. Мощность, потребляемая двигателем. (4.1.2., с.163).

3. Объемные насосы. Принципиальные схемы работы поршневых насосов.(4.1.2.,с.166).

4. Плунжерный вертикальный насос простого действия (4.1.2.,с.168)

5. Диафрагменный (мембранный) насос. (4.1.2.,с.168)

6.Горизонтальный плунжерный насос двойного действия (4.1.2.,с.169)

7.Динамические насосы. Центробежный насос, схема работы. (4.1.2., с.176)

8. Характеристика центробежного насоса. (4.1.2., 181)

9. Насосы других типов: шестеренный, винтовой, пластинчатый, струйный. (4.1.2.,с.173, 175,187)

Сжатие и разряжение газов. Классификация машин для сжатия и перемещения газов. Степень сжатия. Объемный КПД и производительность. Конструкции основных типов компрессорных машин (поршневые, центробежные и др.).

Вопросы для самоподготовки

1. Сжатие и транспортирование газов. Степень сжатия. (4.1.2., с.190)

2. Классификация основных типов компрессоров. (4.1.2., с.191)

3. Основные параметры, характеризующие работу компрессора: объемная подача (производительность), начальное P_1 и конечное P_2 давления, степень сжатия, теоретическая мощность, мощность двигателя, мощность на валу компрессора N_e . (4.1.2., с.192-196).

4.Объемные компрессоры. Принципиальная схема работы поршневого компрессора. (4.1.2., с.197)

5.Роторный компрессор пластинчатого (шиберного) типа (4.1.2.,с.203)

6. Динамические компрессоры. Принципиальная схема работы турбогазодувки (4.1.2., с.205-206)

2. Методические рекомендации к изучению раздела

Несмотря на огромное многообразие процессов химической технологии, все они, в зависимости от законов, определяющих скорость их протекания, могут быть объединены в следующие группы, в основном по способу создания движущей силы:

Гидромеханические процессы – это процессы, скорость которых определяется законами гидромеханики. Движущей силой гидромеханических процессов является разность давлений. К этим процессам относятся транспортирование жидкостей и газов, получение и разделение жидких и газовых неоднородных систем и др.

Тепловые процессы – это процессы, скорость которых определяется законами переноса теплоты. Движущей силой процессов является разность температур. К этим процессам относятся нагревание и охлаждение жидкостей и газов, конденсация паров, кипение жидкостей и др.

Массообменные процессы – это процессы, скорость которых определяется законами переноса массы из одной фазы в другую через поверхность раздела фаз. К этим процессам относятся абсорбция, адсорбция, экстракция, перегонка и ректификация, сушка и др. Движущей силой процессов является разность концентраций распределяемого вещества, способного переходить из одной фазы в другую.

Химические процессы - это процессы, скорость которых определяется законами химической кинетики. Движущей силой процессов является разность концентраций.

Механические процессы - это процессы, которые описываются законами механики твердого тела. К ним относятся процессы измельчения, сортировка (классификация), и смешение твёрдых тел. Движущей силой процессов является разность сил, давления или градиент (сжатия, сдвига, растяжения).

Элементы технической гидравлики являются теоретической основой изучения дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии».

Гидравлика (от греч. hydro-вода, aulos-трубка), наука, изучающая законы равновесия и движения различных жидкостей и способы приложения этих законов для решения инженерных задач.

Объектом изучения в гидравлике является жидкость – физическое тело, обладающее текучестью и рассматриваемое как сплошная среда, способная сохранять свой объем, но не способная сохранять самостоятельно свою форму. Одним из важнейших свойств жидкости является вязкость, т. е. способность сопротивляться сдвигающим усилиям, обуславливающая возникновение сил трения при ее движении. В зависимости от характера поведения жидкостей все они разделяются на ньютоновские (подчиняющиеся закону Ньютона-Петрова) и неньютоновские. Для рассмотрения законов механики жидкости и газа Л.Эйлер ввел понятие *идеальной жидкости*, т.е. такой воображаемой жидкости, которая не сжимается и не расширяется, не изменяющую своей плотности под действием температуры и давления, при движении которой не возникают силы внутреннего трения, т.е. не обладающую вязкостью.

Гидростатика – раздел гидравлики, где рассматриваются законы равновесия жидкостей в состоянии покоя. Необходимо особое внимание обратить на способы выражения давления (атмосферного, избыточного, вакуумметрического, абсолютного) и единицы измерения давления.

Поверхностью равного давления (поверхность уровня) называется поверхность, в каждой точке которой величина гидростатического давления одинакова ($P = \text{const}$). Например, на поверхности жидкости, соприкасающейся с атмосферой, давление равно P_0 . Такая поверхность равного давления называется *свободной поверхностью* и обозначается ∇ . Любая горизонтальная поверхность в пределах жидкости является *поверхностью уровня* или *поверхностью равного давления*.

Важным параметром вращающихся элементов аппарата является высота. Поэтому необходимо знать формулу поверхности уровня при вращении жидкости и уметь определить высоту образующегося параболоида вращения. При равновесии жидкости в сосуде, равномерно вращающемся относительно вертикальной оси, поле массовых сил неоднородно за счет неравного трения поверхности слоев жидкости по высоте. Поверхности уровня представляют собой конгруэнтные (две геометрические фигуры, если одну из них можно совместить с другой, изменив только ее положение в пространстве) параболоиды вращения, ось которых совпадает с осью вращения сосуда.

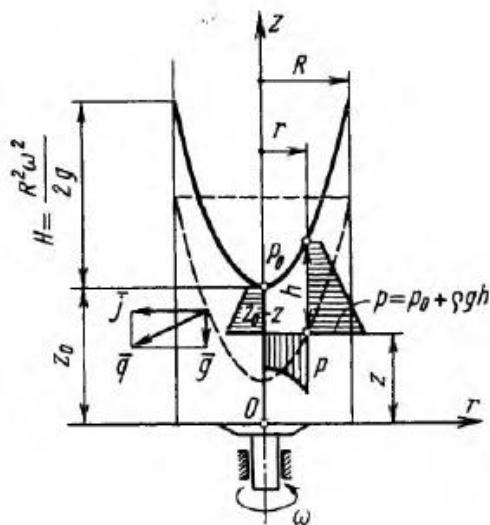


Рис.1 Параболоид вращения

Уравнение поверхности уровня (в частности свободной поверхности жидкости) во вращающихся вместе с сосудом цилиндрических координатах (r, z) имеет вид:

$$z - z_0 = \frac{\omega^2 r^2}{2g} \quad (4.1.7., \text{ с.78})$$

где z, r – координаты любой точки поверхности уровня; z_0 – вертикальная координата вершины параболоида поверхности уровня; ω – угловая скорость сосуда.

Высота параболоида определяется;

$$H = \frac{\omega^2 R^2}{2g} \quad (4.1.7., \text{ с.78})$$

Где H – высота параболоида, м; R – радиус сосуда, м; w – угловая скорость сосуда.

Закон распределения давления в жидкости выражается уравнением;

$$P = P_0 + \rho \frac{w^2 \cdot r^2}{2} - \rho \cdot g(z - z_0) \quad (4.1.7., \text{ с.78})$$

Где P_0 – известное давление в точке жидкости с координатами r_0, z_0 ; P – давление в произвольной точке жидкости с координатами r, z .

Положение свободной поверхности жидкости в сосуде (координата z_0 вершины параболоида) при заданной угловой скорости определяется объемом находящейся в нем жидкости, при этом используются следующие соотношения:

а) объем параболоида вращения равен половине произведения площади его основания на высоту:

$$V_{\text{параб}} = \frac{\pi \cdot R^2}{2} \cdot H \quad (4.1.7., \text{ с.79})$$

где $V_{\text{параб}}$ – объем параболоида вращения; R – радиус сосуда; H – высота параболоида.

Гидродинамика - раздел гидравлики, изучающая законы движения жидкостей. Основными параметрами кинематики (от греч. kinēmatos - движение) и динамики (от греч. dynamics – сила, раздел механики, в котором изучаются движение тел под действием приложенных к ним сил), жидкостей являются расход. *Расход* это количество жидкости, протекающее через *живое сечение* потока в единицу времени. *Живым сечением* потока называют площадь поперечного сечения потока, нормальную к направлению течения.

Различают объемный расход и массовый расход. Уравнение объемного расхода:

$$V = \omega \cdot S \quad (4.1.5., \text{ с.16})$$

V – объемный расход, м³/с; ω – средняя скорость потока, м/с; S – площадь поперечного сечения потока, м²;

Скорость потока ω определяется частным от деления расхода на площадь живого сечения: $\omega = V/S$

где S - площадь живого сечения потока, м².

Уравнение массового расхода определяется произведением объемного расхода на плотность жидкости:

$$G = V \cdot \rho = \omega \cdot S \cdot \rho \quad 4.1.5, \text{ с.16})$$

где G - массовый расход потока жидкости, кг/с; ρ - плотность потока жидкости, кг/м³.

Режимы движения вязкой жидкости. Существует два режима течения жидкости: ламинарный и турбулентный. При ламинарном режиме жидкость движется струйками или слоями без взаимного перемешивания. При турбулентном режиме, наоборот, происходит весьма сильное перемешивание

жидких частиц, которые помимо главного продольного движения совершают ряд дополнительных весьма сложных и разнообразных движений в поперечном направлении. Опыты, проведенные в 1883 году английским физиком Осборном Рейнольдсом, показали, что характер движения жидкости зависит от средней скорости ω , от диаметра d трубы и от кинематической вязкости ν жидкости. Переход одного вида движения в другой происходит при определенном значении комплекса перечисленных величин, названного *критерием Рейнольдса*:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d}{\nu} = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu} \quad (4.1.5., \text{ с } 17)$$

где Re - критерий Рейнольдса, величина безразмерная; ω - средняя скорость потока, м/с; ν – коэффициент кинематической вязкости, м²/с; ρ - плотность жидкости, кг/м³

Из этих выражений следует, что турбулентное движение возникает с увеличением диаметра трубы, скорости движения и плотности жидкости или с уменьшением вязкости жидкости.

Величина Re , соответствующая переходу одного вида движения в другой, называется критическим значением *критерия Рейнольдса*. Для прямых труб $\text{Re}_{\text{кр}} = 2300$. Если $\text{Re} < 2300$, то движение жидкости в прямых трубах является устойчивым *ламинарным*. При $\text{Re} > 2300$, движение *турбулентно*. Однако устойчивый (развитый) *турбулентный* характер оно приобретает при $\text{Re} > 10000$. В пределах от 2300 до 10000 турбулентное движение является недостаточно устойчивым. Если $2300 < \text{Re} < 10000$, то эта область называется *переходной областью*.

Уравнение Д.Бернулли, дающее связь между давлением, средней скоростью и геометрической высотой в различных сечениях потока, является основным уравнением практической гидродинамики. Записанное для двух произвольных сечений 1-1 и 2-2 потока оно имеет следующий вид:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \alpha_1 \frac{\omega_1}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \alpha_2 \frac{\omega_2}{2g} + h_{\text{пот}}^{1-2} \quad (4.1.5., \text{ с } 18)$$

z_1, z_2 - геометрическая высота, характеризующая потенциальную энергию положения единицы веса жидкости (удельная энергия положения), геометрический напор, м; $P_1/(\rho \cdot g)$; $P_2/(\rho \cdot g)$; - пьезометрическая высота, характеризующая потенциальную энергию давления единицы веса жидкости (удельная энергия давления), пьезометрический напор, м; $\alpha_1(\omega_1/2g)$; $\alpha_2(\omega_2/2g)$; - скоростная высота, характеризующая кинетическую энергию единицы веса жидкости (удельная кинетическая энергия), скоростной напор, м, $h_{\text{пот}}$ - потерянная высота, характеризующая энергию единицы веса жидкости, затраченную на преодоление гидравлических сопротивлений на пути между двумя рассматриваемыми сечениями (удельная энергия, теряемая на пути от первого до второго сечения), потерянный напор, м; α - коэффициент неравномерности распределения скоростей по сечению потока (коэффициент

Кориолиса), представляющий собой отношение истинной живой силы потока к живой силе, вычисленный по средней скорости.

Входящая в уравнение Бернулли величина $h_{\text{пот}}$ представляет собой сумму всех потерь напора, имеющих место на данном участке потока. Потери напора $h_{\text{пот}}$ на преодоление гидравлических сопротивлений складывается из двух составляющих: а) потери напора, распределяемые по длине потока (линейные), $h_{\text{тр}}$ – потери, затрачиваемые на преодоление сопротивления трения;

б) местные потери напора $h_{\text{м}}$ – потери, вызываемые резким изменением конфигурации границ потока.

Полные потери на данном участке $h_{\text{пот}}$ равны сумме всех потерь:

$$h_{\text{пот}} = \sum h_{\text{тр}} + \sum h_{\text{м}}$$

При равномерном движении жидкости по трубам круглого сечения, потери напора на трение, как при ламинарном, так и при турбулентном движении определяют по уравнению Дарси – Вейсбаха.

$$h_{\text{тр}} = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g} \quad (4.1.1, \text{ с. 39})$$

Где λ - коэффициент гидравлического трения (величина безразмерная); L – длина участка трубопровода, м; d – диаметр трубопровода, м; ω - средняя скорость течения жидкости, м/с; g – ускорение свободного падения.

Потери давления на трение определяется

$$\Delta P_{\text{тр}} = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2} \quad (4.1.5., \text{ с. 21})$$

ρ - плотность жидкости, кг/м³;

Местные потери напора обуславливаются преодолением местных сопротивлений, создаваемых фасонными частями, арматурой и прочим оборудованием трубопроводных сетей. Местные сопротивления вызывают изменение величины или направления скорости движения жидкости на отдельных участках трубопровода, что связано с появлением дополнительных потерь напора. Потери напора в местных сопротивлениях $h_{\text{м}}$ (местные потери напора) вычисляют по формуле Вейсбаха:

$$h_{\text{м}} = \xi \frac{\omega^2}{2 \cdot g} \quad (4.1.1., \text{ с.57})$$

ξ - коэффициент местного сопротивления.

Потери давления в местных сопротивлениях определяется:

$$\Delta P_{\text{м}} = \xi \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2} \quad (4.1.5., \text{ с. 25})$$

Коэффициенты гидравлического трения можно определить по литературе (4.1.5., с. 21;22;23;24;), а коэффициенты местных сопротивлений (4.1.5., с.520)

Истечение жидкости из малых отверстий в тонкой стенке сосуда в атмосферу.

Отверстие можно считать малым, если соблюдается условие, $a < 0,1 H$, где a – высота отверстия; H – напор, под которым происходит истечение.

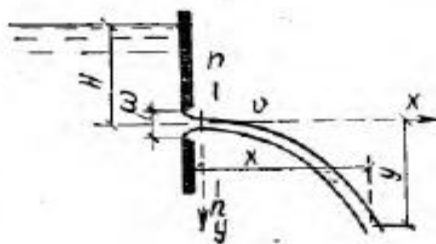


Рис. 2 Истечение из отверстия в тонкой стенке

Вытекающая из отверстия струя испытывает на выходе сжатие (ее поперечное сечение уменьшается).

Коэффициентом сжатия струи называется ε отношение площади поперечного сечения струи $f_{сж}$ к площади сечения отверстия f_0

$$\varepsilon = \frac{f_{сж}}{f_0} \quad (4.1.6., с.147)$$

Средняя скорость в сжатом сечении струи определяется из уравнения Бернулли и представляет собой следующее соотношение

$$\omega = \varphi \sqrt{2 \cdot g \cdot H} \quad (4.1.5., с.19)$$

Где φ - коэффициент скорости, величина безразмерная; g – ускорение свободного падения, м/с²; H – высота уровня жидкости над центром отверстия.

φ - коэффициент скорости, учитывающий потери напора, обусловленные протеканием жидкости через отверстие, характеризуемые коэффициентом местного сопротивления отверстия ξ_0

$$\varphi = \frac{1}{\sqrt{1 + \xi_0}} \quad (4.1.6, с.147)$$

Объемный расход жидкости, вытекающий через отверстие площадью f_0 , при постоянном уровне жидкости в сосуде и при $p_0 = p$ составляет

$$V = \alpha \cdot f_0 \cdot \sqrt{2g \cdot H} \quad (4.1.6., с 148)$$

V - объемный расход жидкости, м³/с; α - безразмерный коэффициент расхода; p_0 – давление на поверхности жидкости в сосуде, Па; p – давление в пространстве, куда вытекает струя.

$$\alpha = \varphi \cdot \varepsilon \quad (4.1.6., с 148)$$

Уравнение осевой линии струи, вытекающей из отверстия в боковой стенке резервуара, имеет следующий вид:

$$Y = \frac{x^2}{4 \cdot \varphi^2 \cdot H} \quad (4.1.6., с 148)$$

Y - длина осевой линии струи, м; x – дальность полета струи, м, H – напор, под которым происходит истечение, м.

При истечении с большими значениями числа Рейнольдса ($Re > 100000$), что характерно для большинства случаев истечения воды и воздуха, можно принимать следующие значения коэффициента истечения:

$$\varepsilon = 0,62 \div 0,63$$

$$\varphi = 0,97 \div 0,98$$

$$\xi_0 = 0,06$$

$$\mu = 0,61$$

Где ε - коэффициент сжатия струи; φ - коэффициент скорости ; ξ_0 - коэффициент местного сопротивления; μ - коэффициент расхода отверстия.

Время опорожнения τ - открытого сосуда, имеющего постоянную площадь поперечного сечения f , через отверстие площадью f_0 может быть определено по уравнению

$$\tau = \frac{2 \cdot f \sqrt{H}}{\alpha \cdot f_0 \cdot \sqrt{2g}} \quad (4.1.5., \text{ с.19})$$

где H – начальный уровень жидкости над отверстием, м; f - площадь поперечного сечения сосуда, м^2 ; f_0 – площадь поперечного сечения отверстия, м^2 . α - безразмерный коэффициент расхода.

При истечении в атмосферу из большого резервуара через коническую насадку с плавно округленным входом под постоянным статическим напором H , предполагая квадратичную зону истечения и пренебрегая неравномерностью распределения скоростей по сечению, коэффициент расхода α и φ - коэффициент скорости можно принять равными.

$$\alpha = \varphi = \frac{1}{\sqrt{1 + \xi}} \quad (4.1.8., \text{ с. 128})$$

Где α - коэффициент расхода отверстия; φ - коэффициент скорости; ξ – коэффициент сопротивления насадка.

Химико-технологический процесс в целом является сложной системой, состоящей из единичных связанных между собой процессов (элементов). Элементами химико-технологического процесса являются процессы тепло - и массообмена, гидромеханические, химические и другие процессы. Единичные процессы протекают в различных аппаратах – химических реакторах, абсорбционных и ректификационных колоннах, теплообменниках. Отдельные аппараты соединены в технологическую схему процесса. Жидкости, применяемые в химико-технологических процессах, перемещаются по вертикальным и горизонтальным трубопроводам, соединяющим отдельные последовательно расположенные аппараты и установки, а также цехи, склады и различные вспомогательные службы. Энергия (напор, давление), необходимое для перемещения жидкости (создание требуемой скорости потока и преодоление гидравлических сопротивлений), сообщается гидравлическими

машинами, которые называются насосами. Таким образом, насос это гидравлическая машина (гидросистема), сообщающая жидкости энергию перемещения.

Насосы можно разделить на две большие группы:

- поршневые насосы – непосредственно сообщающие жидкости требуемое давление путем вытеснения ее поршнем;
- центробежные насосы – сообщающие жидкости кинетическую энергию, далее переходящую в энергию давления.

Работа центробежного насоса характеризуется следующими показателями:

- производительность, м³/с;
- развиваемый напор, м;
- потребляемая мощность, кВт;
- коэффициент полезного действия (КПД)- в % или долях единицы;
- частота вращения рабочего колеса – в об/мин;
- высота всасывания – в м столба перекачиваемой жидкости.

Производительность – это объем жидкости, подаваемый насосом в единицу времени, м³/с;

Развиваемый напор – избыточная энергия, сообщаемая 1 кг жидкости при прохождении через насос, м;

Полезная мощность - приобретенная в насосе мощность потока жидкости, поступающей в нагнетательный трубопровод:

$$N_n = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H \quad (4.2.2., \text{ с.189})$$

Где N_n - полезная мощность насоса, Вт; ρ - плотность жидкости, кг/м³;
 g - ускорение свободного падения, м/с²; Q – объемная производительность насоса, м³/с; H – развиваемый напор насоса, м.

Коэффициент полезного действия (КПД) – отношение полезной мощности к потребляемой мощности называется *полным коэффициентом полезного действия*

(КПД) насоса:

$$\eta = \frac{N_n}{N} \quad (4.2.2., \text{ с.189})$$

Где η - коэффициентом полезного действия (КПД) насоса; N - мощность, потребляемая насосом, Вт; N_n - полезная мощность насоса, Вт;

Мощность, потребляемая насосом N – больше полезной мощности на величину потерь.

$$N = \frac{N_n}{\eta} = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H}{\eta} \quad (4.2.2., \text{ с.189})$$

Полный коэффициент полезного действия (КПД) является важной характеристикой насоса, определяющий экономичность его работы. КПД насоса представляет собой произведение объемного КПД (η_o), гидравлического КПД (η_r), и механического КПД (η_m). Объемный КПД (η_o) учитывает утечки жидкости через зазоры и сальники насоса. Гидравлический КПД (η_r)

учитывает уменьшение напора вследствие гидравлических сопротивлений. Механического КПД (η_m) учитывает потери на трение в насосе.

$$\eta = \eta_o \eta_r \eta_m \quad (4.2.2., \text{ с.190})$$

Величина η зависит от конструкции и состояния насоса и для средних условий колеблется в следующих пределах: для поршневых насосов 0,7 – 0,9, для центробежных насосов 0,6- 0,8. КПД наиболее совершенных крупных насосов достигает 0,9 – 0,95.

Характеристика центробежных насосов и сети

Характеристика центробежного насоса – это зависимости $V = f(H)$, $V=f(N)$, $V=f(\eta)$, полученные при постоянном числе оборотов ($n = \text{const}$) рабочего колеса насоса. Где V – производительность или подача центробежного насоса, $\text{м}^3/\text{с}$; H – напор развиваемый насосом, м; N – мощность потребляемая насосом, Вт; η - коэффициент полезного действия насоса.

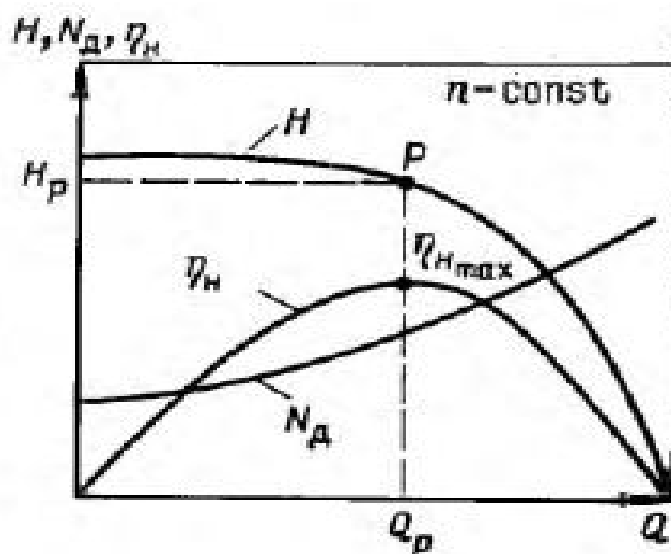


Рис. 3 Характеристика центробежного насоса.

На рис.3 приведена характеристика центробежного насоса при постоянном числе оборотов $n = \text{const}$, где H – напор, м; H_p - расчетный напор насоса, м; N_d – действительная потребляемая мощность насоса, Вт; V_p – расчетная производительность насоса, $\text{м}^3/\text{с}$; η_n - коэффициент полезного действия насоса; $\eta_{n \text{ max}}$ - максимальный коэффициент полезного действия насоса. Из рис.3 видно, что максимальному значению КПД насоса $\eta_{n \text{ max}}$ соответствует расчетная производительность насоса (V_p) и расчетный напор насоса (H_p). Точка P характеристики $V = f(H)$, соответствующую $\eta_{n \text{ max}}$ (максимальному значению КПД насоса) называют оптимальной режимной или рабочей точкой. С уменьшением подачи насоса напор возрастает и при $V = 0$, то есть при закрытой задвижке на нагнетательном трубопроводе достигает максимального значения.

Основная трудность в получении характеристик центробежных насосов расчетным путем заключается в сложности правильного определения коэффициентов потерь, влияющих на производительность и напор насоса. Поэтому при выборе режима работы насоса пользуются опытными

характеристиками, которые получают при испытаниях насосов. Эти характеристики приводятся в паспортах насосов и каталогах по насосам.

При выборе насоса и числа оборотов необходимо, кроме собственной характеристики насоса, учитывать также характеристику сети, т.е. трубопровода и присоединенных к нему аппаратов. Характеристика трубопровода выражает зависимость между расходом жидкости и напором, необходимым для ее движения. Этот напор H складывается из геометрической высоты подачи жидкости H_r и гидравлических потерь в трубопроводе h_{π} . H_r – геометрическая высота подачи, величина постоянная.

$$H = H_r + h_{\pi} \quad (4.2.2., \text{ с. 125})$$

Гидравлические потери в трубопроводе h_{π} складываются из потерь напора на трение и на местных сопротивлениях в трубопроводе

$$h_{\pi} = h_{\pi\tau} + h_{\pi\text{мс}} \quad (4.2.2.) , \text{ с. 125}$$

где $h_{\pi\tau}$, $h_{\pi\text{мс}}$ – потери напора на трение и на местных сопротивлениях в трубопроводе.

$$h_{\pi} = \left(\lambda \frac{L}{d} + \sum \xi \right) \frac{\omega_n^2}{2g} \quad (4.2.2., \text{ с. 125})$$

где λ - коэффициент гидравлического сопротивления на прямолинейных участках; L – длина трубопровода, м; d – диаметр трубопровода, м; ξ – коэффициент местных сопротивлений; ω_0 - скорость жидкости в трубопроводе.

Геометрическая высота подачи жидкости H_r определяется как сумма высот всасывания $H_{\text{вс}}$ и нагнетания H_n

$$H_r = H_{\text{вс}} + H_n \quad (4.2.2., \text{ с.203})$$

Высота потери напора в трубопроводе h_{π} определяется пропорционально квадрату расхода жидкости V . Так как расход жидкости $V = \omega_n \cdot S = \omega_n \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4}$, тогда:

$$H = H_r + h_{\pi} = H_r + \left(\lambda \frac{L}{d} + \sum \xi \right) \frac{16V^2}{2g\pi^2 d^2} \quad (4.2.2., \text{ с. 125})$$

$$h_{\pi} = K \cdot V^2 \quad (4.2.2., \text{ с. 125})$$

где K – коэффициент пропорциональности; $K = \left(\lambda \frac{L}{d} + \sum \xi \right) \frac{16}{2g\pi^2 d^2}$

Тогда характеристика трубопровода выразится зависимостью

$$H = H_r + K \cdot V^2 \quad (4.2.2., \text{ с. 125})$$

где H_r - геометрическая высота подачи жидкости, величина постоянная;

Если нанести на один график характеристики насоса и трубопровода, то точка их пересечения A , называемая рабочей точкой, будет соответствовать наибольшей производительности V_1 , которую может дать насос, работающий на данный трубопровод. При дальнейшем увеличении производительности V напор насоса станет меньше сопротивления трубопровода и насос не сможет подать жидкость.

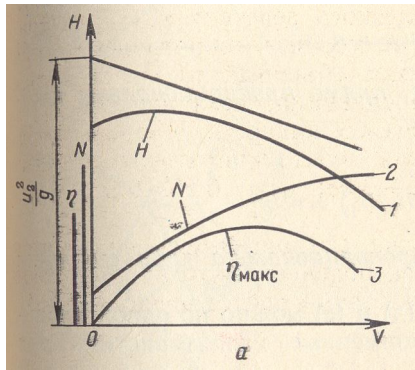


Рис.4 Характеристика насоса и сети

1,2 – характеристики насоса и сети (трубопровода); $h_{п1}$ - потери напора в трубопроводе, м; $h_{п2}$ – потери напора на преодоление сопротивления задвижки, м.

Точка А – точка пересечения характеристики насоса и трубопровода (рабочая или режимная точка). Эта точка соответствует максимальной подаче V_1 жидкости насосом в данную сеть.

Параллельная работа центробежных насосов. Часто в промышленных условиях используется одновременная работа нескольких насосов по параллельной или по последовательной схеме подключения. При необходимости увеличения диапазона производительности насосы включаются на параллельную работу. Для резкого увеличения напора при том же диапазоне (особенно в области малых значений производительности V) насосы включаются последовательно. Однако при параллельной работе двух одинаковых насосов подача не удваивается, а при их последовательном включении не удваивается напор.

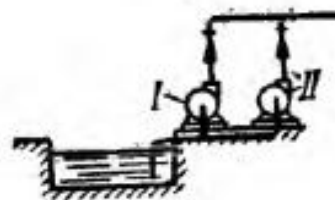
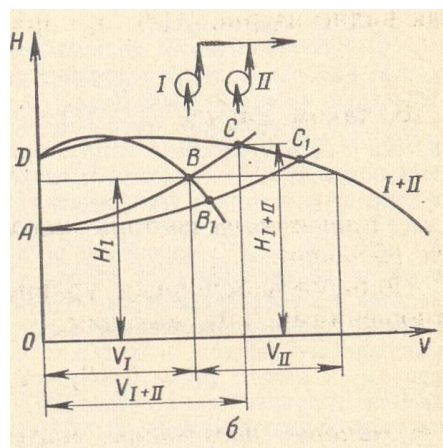


Рис. 5 Параллельная работа центробежных насосов I и II

Методика построения суммарной характеристики насосов при параллельном подключении:

- необходимо построить характеристику каждого насоса;
- следует взять несколько точек на характеристике каждого насоса и сложить их абсциссы (производительность V), ординаты при этом остаются

неизменными, так как напор H определяется сопротивлением трубопровода и не меняется;

- количество жидкости, подаваемой обоими насосами в нагнетательный трубопровод определится рабочей точкой A , которая является точкой суммарной характеристики насосов и характеристики трубопровода (линия T).

Последовательная работа центробежного насоса. Суммарная характеристика двух одинаковых насосов при их последовательном включении (кривая FC_1CG на рис.5) строится путем удвоения ординат (напоров) характеристики одного насоса (кривая DBE) при разных производительностях. Рабочая точка (C_1 или C_2), как обычно, получается на пересечении суммарной характеристики насосов с характеристикой трубопровода ($A_1B_1C_1$ или ABC). Из рис.5 видно, что напор, развиваемый двумя последовательно включенными одинаковыми насосами, меньше удвоенного напора, создаваемого каждым из них при работе на тот же трубопровод. Последовательное включение насосов сопровождается увеличением подачи, следовательно, уменьшением напора.

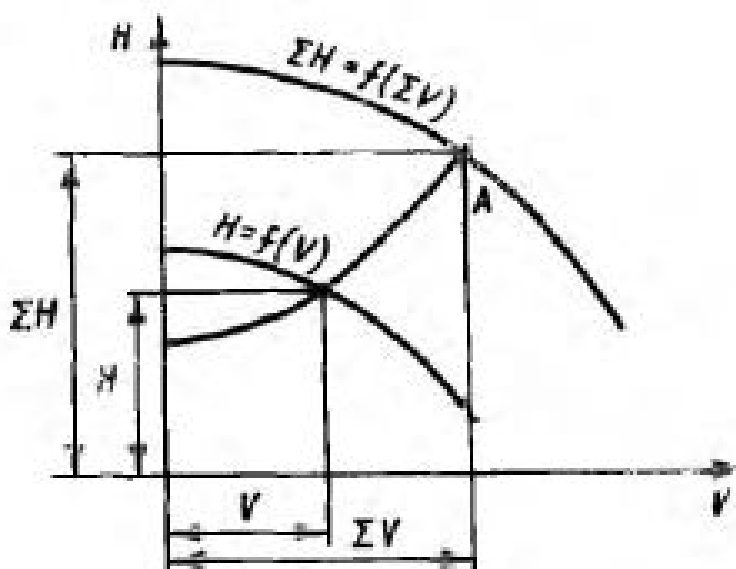


Рис.6 Последовательная работа центробежного насоса

Коэффициент быстроходности называется частотой вращения модельного насоса, геометрически подобного серийному и развивающему напором в 1 м при подаче $0,075\text{ м}^3/\text{с}$. Между коэффициентом быстроходности n_s , производительностью V ($\text{м}^3/\text{с}$), напором H (об/мин) существует следующая зависимость:

$$n_s = 3.65 \frac{n\sqrt{Q}}{\sqrt[4]{H}}$$

3.Задания для контрольной работы

Задание 1. Определить критическую скорость, отвечающую переходу от ламинарного режима движения к турбулентному, для трубопровода диаметром d мм, при движении в нем G кг/ч жидкости при температуре t °С.

Таблица 1

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
G , кг/ч	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2100	2050	1900
d , мм	50	80	100	150	120	100	80	50	120	100
t , °С	20	40	30	50	20	30	40	20	50	90
Жидкость	бензол	вода	гексан	гептан	пентан	толуол	ацетон	октан	бензин	фенол

Задание 2. Определить скорость жидкости на оси трубопровода внутренним диаметром 75 мм, при протекании по нему жидкости в количестве V м³/ч при температуре t °С.

Таблица 2

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Жидкость	вода		ацетон		сероуглерод			бензол		
t , °С	20	40	30	40	40	30	20	60	70	55
V , м ³ /ч	20	24	20	10	5	7	30	8	10	12

Задание 3. Определить характер движения воды в трубе диаметром 44,5×2,5 мм при температуре $t = 30$ °С. Расход воды V м³/ч.

Таблица 3

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
V , м ³ /ч	4,5	4,8	5,0	5,2	5,4	5,6	5,8	6,0	6,2	6,4

Задание 4. Определить режим течения воды в кольцевом пространстве теплообменника типа «труба в трубе». Внутренняя труба теплообменника имеет диаметр 57×3 мм, наружная 96×3,5 мм, расход воды V м³/ч, средняя температура воды $t = 20$ °С.

Таблица 4

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
V , м ³ /ч	46	48	50	52	54	56	58	60	62	64

Задание 5. Определить режим течения метилового спирта в кольцевом пространстве теплообменника типа «труба в трубе». Внутренняя труба теплообменника имеет диаметр $44,5 \times 2,5$ мм, наружная 76×3 мм, расход метанола G_m кг/ч, при средней температуре $t = 50$ °С.

Таблица 5

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$G_m, \text{кг/ч}$	4600	4800	5000	5200	5400	5600	5800	6000	6200	6400

Задание 6. Теплообменник состоит из кожуха (внутренний диаметр D), в котором установлены n трубок с наружным диаметром d . Определить режим течения жидкости в межтрубном пространстве теплообменника при обтекании трубок жидкостью в количестве V м³/ч с температурой t . °С.

Таблица 6

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$D, \text{м}$	0,6	0,8	1,2	1,4	0,6	0,8	0,8	1,2	1,0	1,2
$n, \text{шт.}$	261	473	1125	1549	261	473	473	1125	783	1125
$d, \text{мм}$	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Жидкость	вода		этиловый спирт			бензин			нефть	
$V, \text{м}^3/\text{ч}$	4000	9000	5050	4250	6100	7150	8250	6000	5200	9200
$t, \text{°С}$	30	60	20	30	50	20	20	20	20	20

Примечание: коэффициент кинематической вязкости нефти $\nu = 1,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$

Задание 7. Определить режим течения воды при $t = 60$ °С в трубе прямоугольного сечения со сторонами a и b , если расход воды V м³/с. Труба заполнена водой на высоту h м.

Таблица 7

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$V, \text{м}^3/\text{с}$	2,0	2,2	2,4	1,8	1,6	1,5	1,4	1,0	0,8	2,6
$a, \text{м}$	0,2	0,3	0,4	0,3	0,2	0,2	0,3	0,05	0,2	0,4
$h, \text{м}$	0,1	0,2	0,3	0,1	0,1	0,1	0,2	0,3	0,1	0,3
b	0,3	0,4	0,6	0,5	0,3	0,3	0,4	0,8	0,3	0,6

Задание 8. В стальном трубопроводе системы горячего водоснабжения диаметром d , длиной L движется вода со скоростью ω . Температура воды 50 °С. На трубопроводе имеются два поворота под углом 90° и пробковый кран.

Определить потери давления и сравнить с результатами расчета, выполненного в предположении квадратичного закона сопротивления.

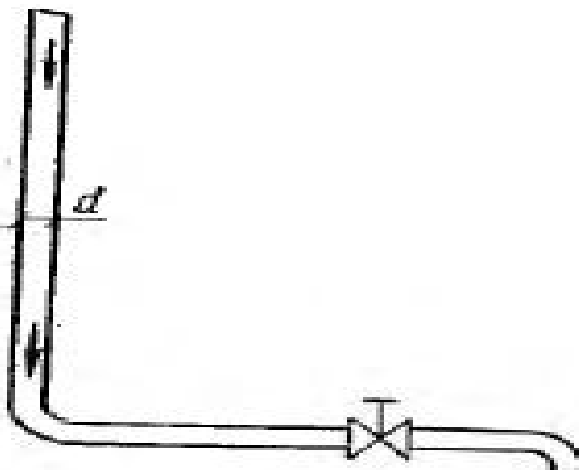


Рис.7 К заданию 8

Таблица 8

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
d , мм	100	125	130	150	125	130	125	130	150	100
L , м	50	120	100	80	100	50	80	120	80	100
ω , м/с	0,5	0,6	0,8	0,65	0,55	0,75	0,8	0,5	0,57	0,62

Задание 9. Цилиндрический бак диаметром d , м наполнен водой на высоту H , м. Отверстие для истечения в дне бака имеет диаметр $d_0 = 3$ см. Определить время, необходимое для опорожнения бака. Коэффициент расхода для отверстия с незакругленными краями α .

Таблица 9

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
D , м	1	1,2	1,4	1,6	1	1,2	1,6	1,4	1	1,2
H , м	2	4	6	3	5	2	3	4	2	3
α	0,46	0,48	0,50	0,52	0,54	0,56	0,58	0,60	0,62	0,64

Задание 10. В напорный бак с площадью поперечного сечения S притекает вода. На дне бака имеется сливное отверстие. При установившемся течении расход через отверстие равен притоку и уровень воды устанавливается на высоте h . Если прекратить приток воды, через время τ секунд бак опорожнится. Определить приток воды в бак.

Таблица 10

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$S, м^2$	4	3	5	2	4	6	3	4	2	4
$h, м$	1	2	1,5	1,2	1,4	1,5	1,1	1,2	1,6	1,3
$\tau, с$	100	120	110	100	105	108	110	100	110	120

Задание 11. Определить коэффициенты расхода, скорости, сжатия при истечении воды в атмосферу через отверстие диаметром d под напором H м, если расход V л/с, а координаты центра одного из сечений струи $x=3$ м, $y=1,2$ м.

Таблица 11

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$d, м$	10	20	25	22	24	26	15	18	12	16
$H, м$	2	3	2,5	2	3	4	2	1,5	1,8	2
$V, л/с$	0,25	0,33	0,35	0,44	0,24	0,26	0,24	0,28	0,32	0,36

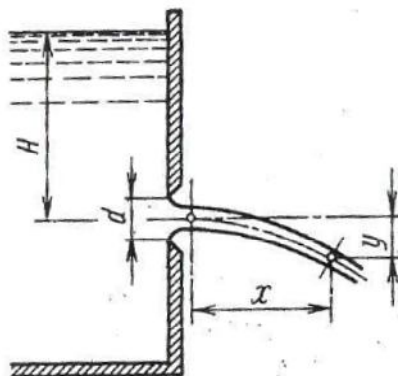


Рис. 8 К заданию 11

Задание 12. Определить, пренебрегая потерями напора, начальную скорость истечения жидкости из сосуда, заполненного жидкостью высотой h , м.

Таблица 12.

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$h, м$	4,5	4,8	5,0	5,2	5,4	5,6	5,8	6,0	6,2	6,4
Жидкость	Мет. спирт	Этил. спирт	Толуол	Бензол	Вода	Бензол	Ацетон	Толуол	Бензин	Толуол

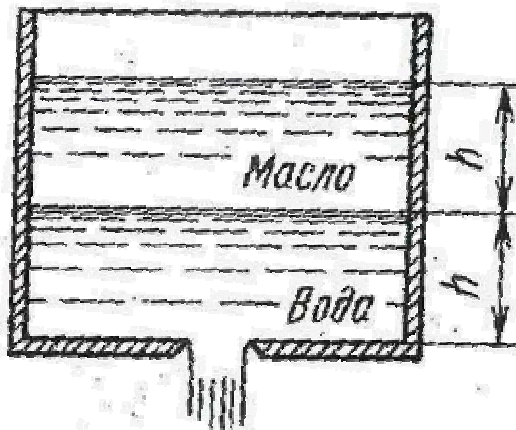


Рис.9 К заданию 12

Задание 13. Определить расход воды V через отверстие с острой кромкой диаметром d , выполненное в торце трубы диаметром D , если показание манометра перед отверстием $0,1$ МПа и высота расположения манометра над осью трубы $h = 1,3$ м. Коэффициент сопротивления отверстия принять $\zeta = 0,04$, коэффициент сжатия струи определить по формуле:

$$\varepsilon = 0,62 + 0,38 (F_0/F_1),$$

где ε - среднее значение коэффициента сжатия струи; F_0, F_1 – площадь круглого отверстия и площадь резервуара, m^2 .

Таблица 13

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$d, м$	120	130	140	130	140	120	150	180	120	116
$D, м$	200	210	220	230	240	210	200	250	180	220

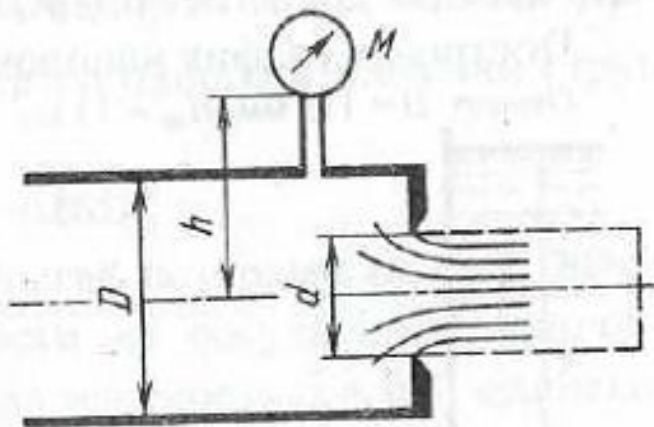


Рис. 10 К заданию 13

Задание 14. Определить потерю давления на трение при протекании воды по латунной трубе диаметром 19×2 мм, длиной $=10$ м. Скорость воды в трубе W . Коэффициент трения λ .

Таблица 14

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
W, м/с	2	3	2,5	3,2	2,8	3,4	2,4	2,6	3,6	2,8
λ	0,021	0,022	0,023	0,025	0,024	0,026	0,03	0,04	0,024	0,02

Задание 15. По прямому горизонтальному трубопроводу длиной $l = 150$ м необходимо подавать V м³/ч жидкости. Допускаемая потеря напора $\Delta h = 10$ м. Определить требуемый диаметр трубопровода, принимая коэффициент гидравлического трения λ .

Таблица 15

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
l , м	150	180	140	125	130	140	125	160	150	160
λ	0,021	0,022	0,023	0,025	0,024	0,026	0,03	0,04	0,024	0,02
V , м ³ /ч	10	20	40	30	50	15	25	35	25	38

Задание 16. Определить полную потерю давления на участке трубопровода длиной l из гладких труб диаметром 19×2 мм, по которому подается вода при температуре $t = 20^\circ\text{C}$ со скоростью w . Динамический коэффициент вязкости воды $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с. На участке трубопровода имеются вентиль с коэффициентом сопротивления $3,0$; 2 колена (по $1,1$); отвод ($0,14$) и открытая задвижка ($0,1$). Какова будет потеря напора?

Таблица 16

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
l , м	100	115	120	125	130	117	125	125	130	135
W, м/с	0,21	0,22	0,23	0,25	0,24	0,26	0,03	0,04	0,34	0,28

Задание 17. По прямой трубе диаметром $d=50$ мм и длиной l_0 м движется нефть в количестве $V = 7$ м³/ч. Потеря давления составляют 19600 Па. Как изменится потеря давления в трубе, если расход жидкости V м³/ч. станет равным V_1 м³/ч, длина трубопровода L м, диаметр трубы будет увеличен до d_1 мм?

Таблица 17

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
V_1 , м ³ /ч	14	16	18	14	12	14	16	18	20	22
d_1 , мм	100	200	150	100	80	100	200	150	80	100
L , м	15	20	25	15	22	24	26	15	12	14

Примечание: коэффициент кинематической вязкости нефти $\nu = 2,5 \cdot 10^{-4}$ м²/с.

Задача 18. В трубопроводе диаметром d и длиной L , движется жидкость, при температуре $t=20$ °С. Учитывая только потери напора по длине трубопровода (потери напора на трение), определить значение критического напора, при котором происходит смена ламинарного режима на турбулентный режим.

Таблица 18

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
d , мм	25	20	25	20	40	50	25	20	25	50
L , м	10	10	15	10	8	6	7	8	9	10

Задача 19. Для измерения расхода V жидкости, протекающей по трубопроводу диаметром D , установлено мерное сопло диаметром d . Разность уровней кислоты в дифференциальном манометре h . Определить расход жидкости. Потерей напора между сечениями, в которых присоединен дифференциальный манометр, пренебречь.

Таблица 19

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
D , мм	50	60	70	80	90	100	60	80	50	60
d , мм	25	20	30	35	40	40	30	25	20	25
h , м	0,8	1,6	1,2	1,3	1,4	1,5	1,4	1,5	0,5	1,2
Жидкость	Мет. спирт.	Этил. спирт.	Толуол	Бензол	Вода	Бензол	Ацетон	Толуол	Бензин	Толуол

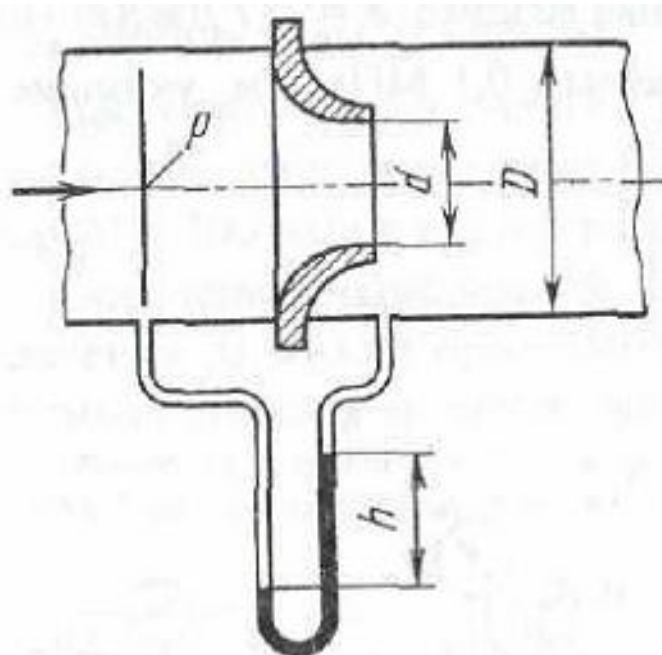


Рис.11 К заданию 19

Задание 20. Водопровод внутренним диаметром d мм, длиной l проложен так, что его конечная точка расположена на h м выше начальной. Определить необходимое давление насоса, установленного в начальной точке водопровода, чтобы при расходе воды V м³/ч было обеспечено избыточное давление $P_{\text{изб.}}$ в конце трубопровода. Местные сопротивления оценить надбавкой 2% на длину трубопровода. Трубопровод стальной. Температура воды $t=20$ °С.

Таблица 20

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
d , мм	20	10	12	14	16	18	20	22	24	26
l , км	2,6	1,0	0,6	2,0	1,8	1,6	2,6	4,0	0,8	1,0
h , м	32	10	20	30	40	50	60	70	80	90
V , м ³ /ч	2,5	3,0	3,5	4,0	9,0	1,0	1,8	2,0	3,0	4,0
$P_{\text{изб.}}$, ат	2,0	2,2	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	2,2	2,4	2,6

Задание 21. На свободную поверхность закрытого резервуара, наполненного нефтью, действует давление $P_{\text{изб.}}$. На глубине h от свободной поверхности жидкости к резервуару присоединены пружинный манометр M , пьезометр, U-образный ртутный манометр. Определить показания приборов.

Таблица 21

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$P_{\text{изб.}}$, бар	1,0	1,5	2,0	2,4	2,8	2,6	2,2	1,8	1,4	1,2
h , м	6,0	5,0	4,0	2,0	1,0	1,5	1,8	3,0	2,5	4,5
a , м	0,1	0,05	0,04	0,1	0,05	0,06	0,12	0,1	0,08	0,06

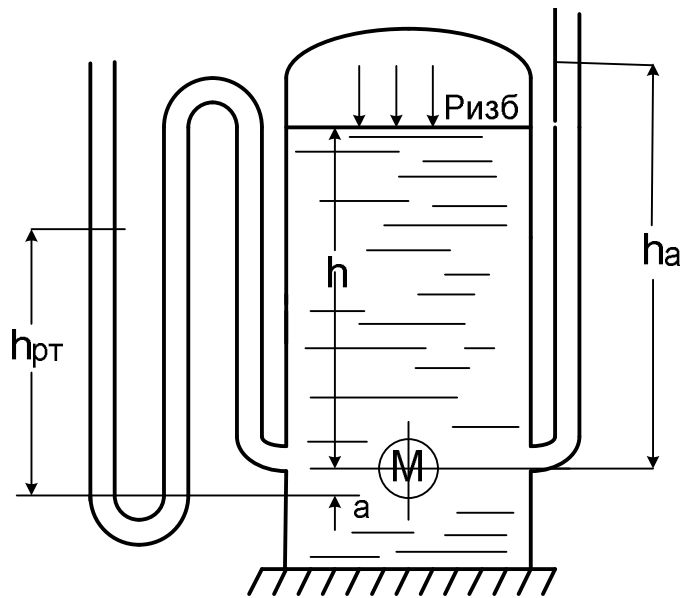


Рис.12 К заданию 21

Задание 22. По прямому горизонтальному трубопроводу длиной L м необходимо подать ацетон в количестве V м³/ч. Допустимая потеря напора Δh . Определить требуемый диаметр трубопровода d мм, принимая коэффициент гидравлического трения $\lambda=0,03$.

Таблица 22

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
L , м	150	200	250	300	250	200	150	100	50	30
V , м ³ /ч	10	15	20	25	30	25	20	10	15	10
Δh , м	10	15	20	30	30	30	20	10	10	10

Задание 23. Из цилиндрического резервуара Б больших размеров через цилиндрическую насадку диаметром d_2 мм под постоянным напором H_1 м вытекает вода. Определить высоту H_2 , на которой нужно расположить бак А, для непрерывного пополнения резервуара водой по трубе диаметром d_1 мм, общей длиной L м, при коэффициенте трения λ , радиусе трех поворотов R м и коэффициенте сопротивления вентилей $\zeta=4$.

Таблица 23

Варианты	d_1	d_2	H_1	L м	λ	R
0	100	70	1.2	30	0.03	0.4
1	80	50	2.0	10	0.035	0.25
2	70	40	1.4	15	0.04	0.28
3	90	65	1.6	20	0.03	0.36
4	85	70	1.8	25	0.03	0.37
5	110	80	2.1	28	0.035	0.44
6	60	35	2.5	32	0.028	0.32
7	75	40	2.3	40	0.025	0.3
8	50	30	4.0	60	0.27	0.5
9	120	100	2.4	19	0.032	0.4

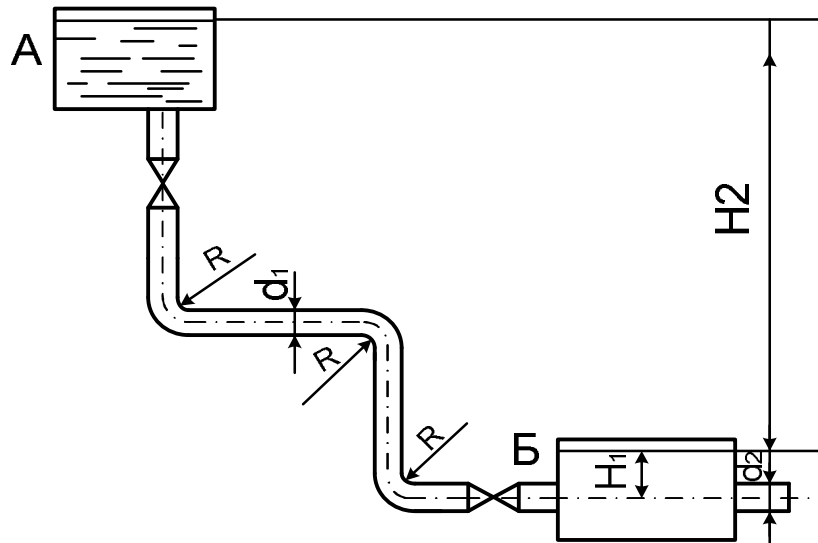


Рис. 13 К заданию 23

Задание 24. Жидкость перетекает из сосуда А в сосуд В через плавно сходящийся насадок диаметром $d_1=100$ мм (коэффициент сопротивления $\zeta = 0.08$) и приставленный к нему с небольшим зазором расходящийся конический насадок выходным диаметром $d_2=150$ мм (коэффициент потерь в диффузоре $\varphi_d = 0.3$). При уровне H_1 в сосуде А определить уровень H_2 , при котором жидкость не будет выливаться через зазор, а атмосферный воздух не будет засасываться внутрь насадка.

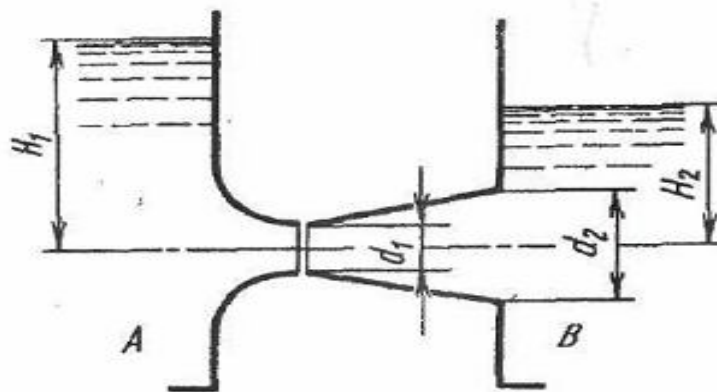


Рис.14 К заданию 24

Задание 25. Цилиндрический сосуд диаметром D_1 высотой L , имеющий в верхней крышке центральное отверстие диаметром D_2 , заполнен до высоты B жидкостью, плотность которой при температуре t . Определить угловую скорость сосуда, при которой жидкость начнет выливаться из него. Также определить силу давления на верхнюю закраину при этой угловой скорости.

Таблица 24

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$D_1, \text{м}$	1,2	1,4	1,15	1,25	1,35	1,45	1,05	1,6	1,65	1,48
$D_2, \text{м}$	0,6	0,7	0,8	0,65	0,55	0,75	0,48	0,82	0,9	0,5
$t, ^\circ\text{C}$	20	40	30	20	60	45	25	35	40	30
Жидкость	вода	бензол	октан	вода	октан	вода	бензол	вода	октан	вода

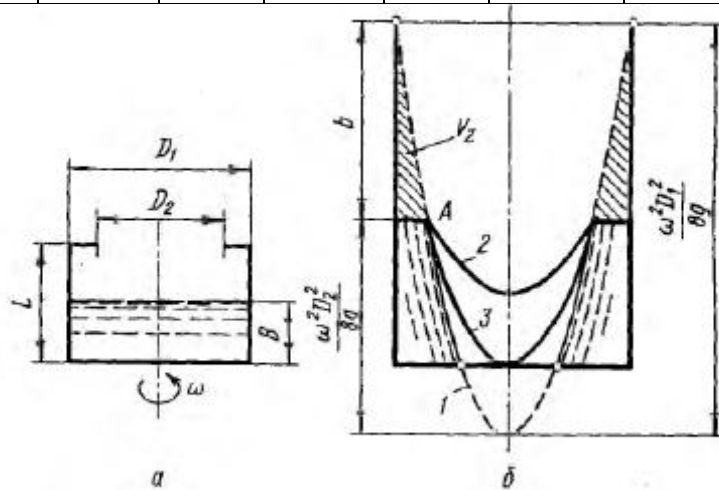


Рис. 15 К заданию 25

Задание 26. Определить массовый расход насыщенного водяного пара, идущего по трубе диаметром $D = 200\text{мм}$ при температуре $t, ^\circ\text{C}$ и абсолютном давлении $P_{\text{абс}}$ ат, если перепад у нормальной диафрагмы $h = 50\text{ мм рт. ст.}$, диаметр диафрагмы $d = 160\text{ мм}$, а ее коэффициент расхода $\alpha = 0,77$.

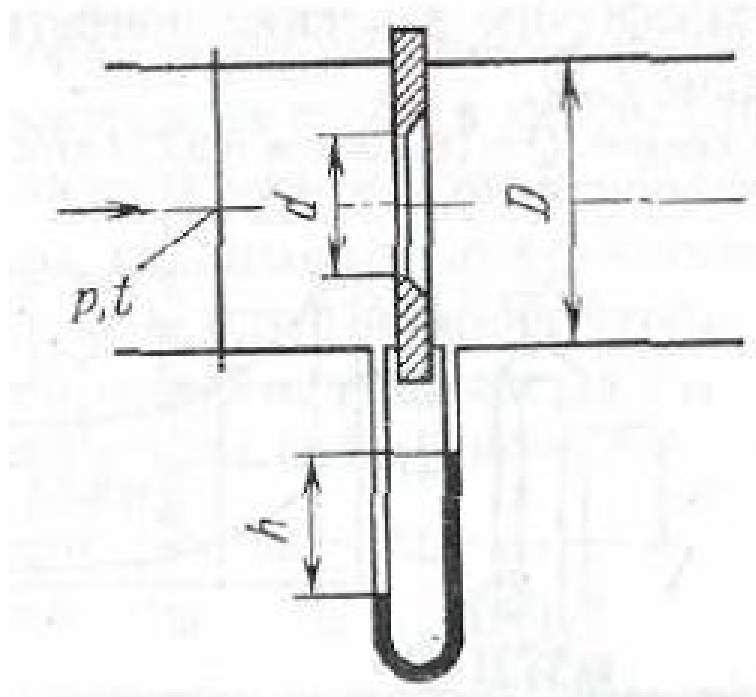


Рис.16 К заданию 26

Таблица 26

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$P_{абс}, ат$	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	3,0	4,0	5,0	6,0
$t, ^\circ C$	99	104	108	112	116	119	132	142	151	158

Задание 27. Из резервуара А вода, находящаяся под избыточным давлением $P_{ат}$, перетекает в открытый резервуар В по чугунной трубе переменного сечения. Определить расход воды, если постоянная разность уровней в резервуарах H м; диаметр труб d_1 мм и d_2 мм. Длины соответствующих участков L_1 м и L_2 м. На линии два открытых вентиля и два колена под 90° . Коэффициент гидравлического трения $\lambda = 0.03$.

Таблица 27

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$P, ат$	1,3	1,1	1,2	1,8	2,0	1,6	1,4	1,8	2,0	1,5
$H, м$	8	6	5	4	6	7	8	12	10	9
$d_1, мм$	150	200	180	100	180	200	250	150	180	150
$d_2, мм$	100	130	120	80	120	180	150	80	120	80
$L_1, м$	300	200	500	420	500	700	350	800	650	350
$L_2, м$	200	320	180	120	300	380	270	600	400	500

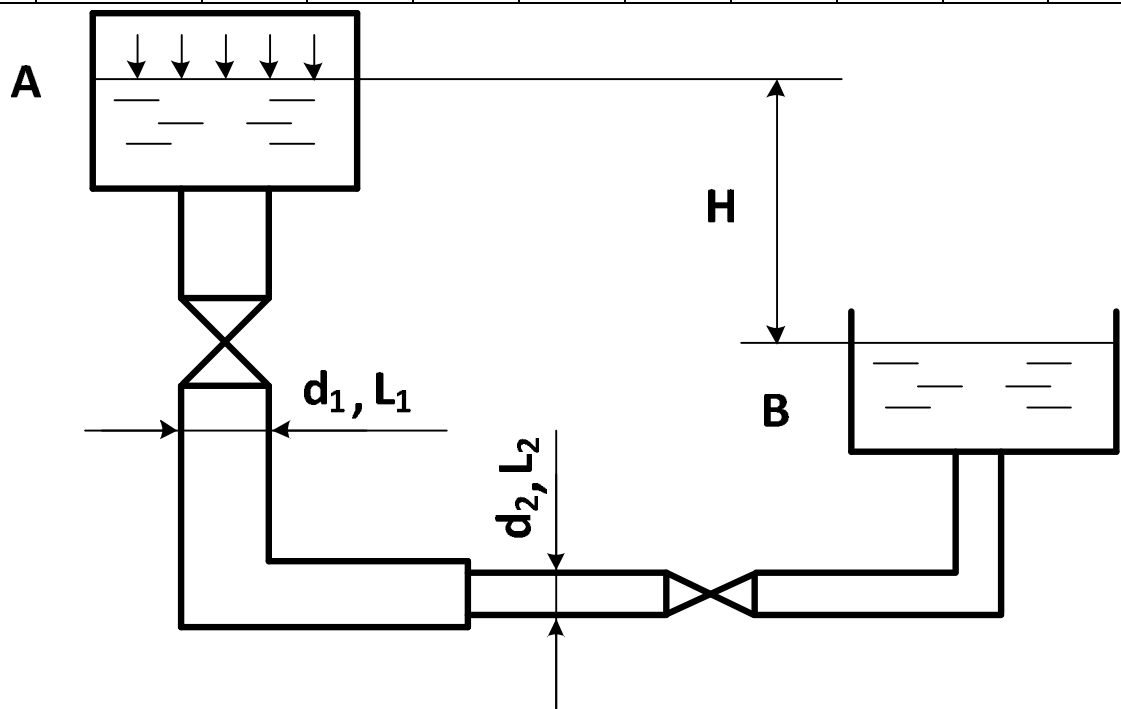


Рис.17 К заданию 27

Задание 28. Определить, на какую величину увеличится подача в сети по сравнению с нормальной подачей одного насоса при включении двух таких же насосов в сеть параллельно. Уравнение характеристики сети $H = H_r + k V^2$

Характеристика насосов
Насос № 1

Таблица 28

№ варианта	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$V \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{с}$	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
H, м. вод. ст.	10	26	28	27	25	22,5	17	16,5	29	30

Насос № 2

Таблица 29

№ варианта	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$Q \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{с}$	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
H, м. вод. ст.	11	27	29	26,5	27,5	23,5	27,5	26,5	22	17,5

Характеристика сети

Таблица 30

№ варианта	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
H _г , м	10	12	5	8	12	12	15	15	20	20
k	0,006	0,002	0,008	0,003	0,007	0,004	0,005	0,006	0,005	0,007

Задание 29. Центробежный насос перекачивает жидкость в количестве $V \text{ м}^3/\text{ч}$. Общий преодолеваемый напор $H \text{ м. ст.}$ жидкости. Коэффициент быстроходности n_c . Определить необходимое число оборотов вала насоса и мощность на валу, если гидравлический КПД η_g , объемный КПД η_v и механический КПД η_m .

Таблица 30

№ варианта	Наименование жидкости	V м ³ /ч	H м	n _c	КПД		
					η_g	η_v	η_m
0	Вода	800	30	100	0,75	0,85	0,9
1	Бензол	300	40	70	0,8	0,93	0,95
2	Толуол	400	75	105	0,9	0,95	0,93
3	Ацетон	450	40	80	0,88	0,93	0,94
4	Этил, спирт	350	35	75	0,85	0,97	0,95
5	Метил. спирт	155	80	45	0,96	0,92	0,94
6	Вода	220	90	60	0,8	0,82	0,84
7	Этил. спирт	280	100	40	0,75	0,8	0,9
8	Метил. спирт	320	130	60	0,75	0,85	0,95
9	Уксус. кислота	280	80	45	0,85	0,94	0,96

Задание 30. Определить, на какую величину увеличится подача в сети по сравнению с нормальной подачей одного насоса при включении двух таких же насосов в сеть последовательно. Уравнение характеристики сети $H = H_0 + k V^2$

Характеристика насосов
Насос № 1

Таблица 31

№ варианта	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$V \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{с}$	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
H, м. вод. ст.	10	26	28	27	25	22,5	17	16,5	29	30

Насос № 2

Таблица 32

№ варианта	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$Q \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{с}$	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
H, м. вод. ст.	11	27	29	26,5	27,5	23,5	27,5	26,5	22	17,5

Характеристика сети

Таблица 33

№ варианта	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$H_0, \text{ м}$	10	12	5	8	12	12	15	15	20	20
k	0,006	0,0125	0,008	0,003	0,008	0,004	0,005	0,007	0,006	0,005

Задание 31. Центробежный насос перекачивает жидкость в количестве V $\text{м}^3/\text{ч}$. Общий преодолеваемый напор H м. столба жидкости. Коэффициент быстроходности n_c . Определить необходимое число оборотов вала насоса и мощность на валу, если известны значения гидравлического КПД η_g , объемного КПД η_0 и механического КПД η_m .

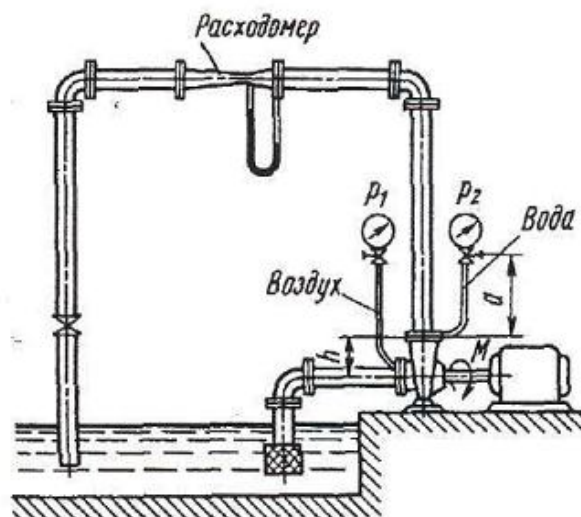


Рис.18 К задаче 30

Таблица 34

№ варианта	Наименование жидкости	V м ³ /ч	H м	n _c	КПД		
					η_r	η_v	η_m
0	Вода	800	30	100	0,75	0,85	0,9
1	Бензол	300	40	70	0,8	0,93	0,95
2	Толуол	400	75	105	0,9	0,95	0,93
3	Ацетон	450	40	80	0,88	0,93	0,94
4	Этил.спирт	350	35	75	0,85	0,97	0,95
5	Метил.спирт	155	80	45	0,96	0,92	0,94
6	Вода	220	90	60	0,8	0,82	0,84
7	Этил. спирт	280	100	40	0,75	0,8	0,9
8	Метил. спирт	320	130	60	0,75	0,85	0,95
9	Уксус.кислота	280	80	45	0,85	0,94	0,96

Задание 32. Центробежный насос, расположенный на уровне с отметкой $\nabla_B = 4$ м, перекачивает воду из открытого резервуара с уровнем $\nabla_A = 2$ м с уровнем $\nabla_C = 14$ м и избыточным давлением на поверхности $P_{изб} = 120$ кПа. Определить подачу, напор и мощность насоса, если манометр, установленный на выходе из него, показывает $P_M = 250$ кПа. Всасывающий и напорный трубопроводы имеют длины $L_1 = 6$ м и $L_2 = 60$ м, диаметры $d_1 = 100$ мм и $d_2 = 80$ мм. При расчетах принять коэффициенты сопротивления трения трубопроводов $\lambda_1 = 0.025$ и $\lambda_2 = 0,028$. Коэффициент сопротивления всасывающей коробки с обратным клапаном $\zeta_K = 7$ и частично закрытой задвижки $\zeta_3 = 8$. Сопротивление отводов не учитывать.

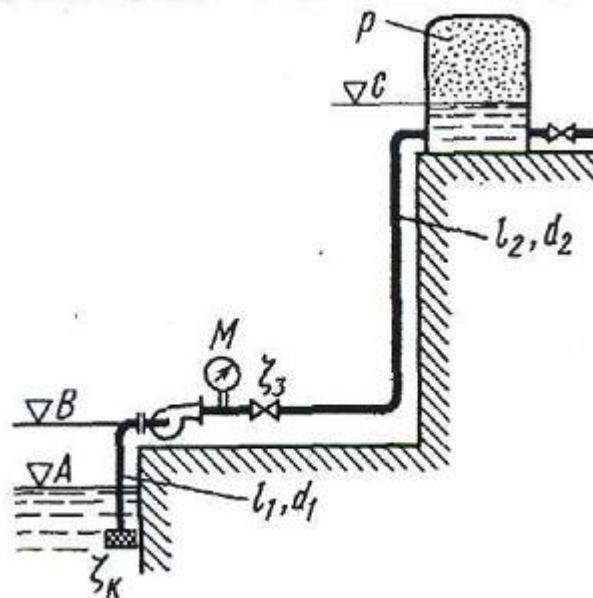


Рис.19 К задаче 31

Задание 33. При испытании центробежного насоса, всасывающий патрубок которого имеет диаметр $d_1 = 80$ мм, а напорный $d_2 = 60$ мм, получены следующие данные:

- показание манометра на выходе из насоса $P_2 = 125$ кПа
- показание вакуумметра на входе в насос $P_1 = 30$ кПа
- вертикальное расстояние между входным и выходным сечениями насоса $h = 8$ см
- превышение манометра над выходным сечением насоса $a = 12$ см
- вращающий момент на валу насоса $M = 10$ Н
- подача насоса $V = 10$ л/с
- частота вращения насоса $n = 2000$ об/мин

Определить напор насоса, мощность двигателя и КПД, если d_1, d_2, V, n будут иметь следующие значения:

Таблица 35

Параметры	Варианты									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$V, \text{ л/с}$	12	16	20	25	10	13	18	15	17	20
$d_1, \text{ мм}$	100	80	120	110	120	100	80	120	110	100
$d_2, \text{ мм}$	80	60	100	90	100	80	60	100	90	80
$n, \text{ об/мин}$	1400	1200	1600	1200	1250	1300	1400	1400	1600	2000

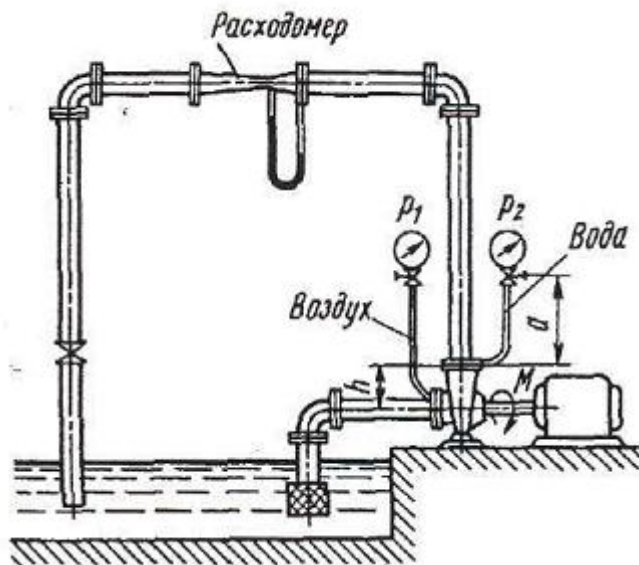


Рис. 20 К задаче 32

4. Вопросы для подготовки к экзамену

1. Основные физические свойства жидкостей: плотность, вязкость, поверхностное напряжение, температурное расширение, давление насыщенных паров.
2. Гидростатика. Понятие о гидростатическом давлении. Основные свойства гидростатического давления.
3. Дифференциальное уравнение равновесия Эйлера.
4. Основное уравнение гидростатики и его практическое применение.
5. Гидростатические машины: гидравлический пресс гидравлический и пневматический аккумуляторы.
6. Приборы для измерения давления: пьезометр, дифференциальный манометр, манометр, вакуумметр, батарейный моновакуумметр, трубка Пито-Прандля и др.
7. Гидродинамика. Основные понятия гидродинамики: элементарная струйка, трубка тока, поток рабочего тела (жидкости, газа). Внутренние, внешние и смешанные задачи гидродинамики.
8. Основные характеристики движения жидкости: расход, скорость потока жидкости, гидравлический радиус или эквивалентный диаметр.
9. Режимы движения реальной жидкости. Критерии Рейнольдса.
10. Основные законы гидродинамики. Уравнение постоянства расхода.
11. Дифференциальное уравнение движения Эйлера для установившегося потока идеальной жидкости.
12. Уравнение Бернулли для идеальной и реальной жидкости. Геометрическое и энергетическое толкование уравнения Бернулли. Коэффициент Кориолиса.
13. Общие сведения о потерянном напоре. Потери напора и давления на трение и на местных сопротивлениях. Уравнение Дарси-Вейсбаха.
14. Уравнение движения вязкой сжимаемой жидкости (уравнения Навье – Стокса).
15. Критерии гидравлического подобия. Критерии Рейнольдса, Эйлера, Фруда, Архимеда и др.
16. Гидравлические методы измерения расхода. Дроссельные расходомеры: диафрагма, мерное сопло, труба Вентури. Коэффициент расхода.
17. Истечение жидкости через отверстия. Понятие об отверстиях: затопленное, незатопленное; отверстия в тонкой стенке, толстостенное отверстие. Схемы истечения жидкости из сосуда: при постоянном и переменном уровне жидкости.
18. Истечение жидкости через насадки: цилиндрический насадок; конический сходящийся и расходящийся насадок, коноидальный насадок.

19. Трубопроводы. Простые и сложные трубопроводы. Трубопроводные материалы: отводы, переходы, тройники, муфты, вентили, задвижки.

20. Разветвленные трубопроводы. Газопроводы. Гидравлический удар. Гидравлический расчет трубопроводов.

5. Структура и содержание раздела

5.1 Гидромеханические процессы

Общие сведения о гидромеханических процессах. Классификация и основные характеристики жидких и неоднородных систем. Основные способы разделения неоднородных систем и их экологическое значение. Материальный баланс процесса разделения.

Осаждение. Схема работы отстойников: отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой; отстойник непрерывного действия для разделения эмульсий.

Осаждение под действием центробежной силы. Фактор разделения. Скорость осаждения в поле центробежных сил. Циклоны и отстойные центрифуги.

Очистка газов в электрическом поле. Электрофильтры, конструкции, принцип работы.

Фильтрование. Классификация фильтров. Конструкции фильтров фильтрующих центрифуг.

Перемешивание в жидких средах. Виды перемешивания. Интенсивность и эффективность перемешивания. Механическое, пневматическое, циркуляционное перемешивание. Конструкции мешалок, их характеристики и выбор.

Вопросы для самоподготовки

1. Классификация бинарных гетерогенных систем: пыль, дым, туман, суспензия, эмульсия, пена. (4.1.2., с.208)
2. Основные методы разделения бинарных гетерогенных систем: осаждение, фильтрование, мокрая очистка. (4.1.2., с.209)
3. Материальный баланс процесса разделения. (4.1.2., с. 209)
4. Осаждение. Схема работы отстойников: отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой. (4.1.2., с. 210, 213)
5. Отстойник непрерывного действия для разделения эмульсий. (4.1.2., с.215)
6. Осаждение под действием центробежной силы. Фактор разделения. (4.1.2., с.217)
7. Схема работы циклона (гидроциклона). (4.1.2., с.219)
8. Схема работы отстойной центрифуги периодического действия с горизонтальным валом и ручной выгрузкой осадка. (4.1.2., с.223)
9. Очистка газов электрическом поле. (4.1.2., с.226)
11. Схема работы трубчатого электрофильтра. (4.1.2., с.229)
12. Фильтрование. Классификация фильтров. (4.1.2., с.230)
13. Схема работы барабанного вакуум-фильтра. (4.1.2., с.241)
14. Схема работы ленточного вакуум – фильтра. (4.1.2., с.243)
15. Схема работы фильтрующей центрифуги периодического действия. (4.1.2., с.248)

16. Перемешивание в жидких средах. Виды перемешивания. Интенсивность и эффективность перемешивания. (4.1.2., с.149)
17. Конструкции мешалок, их характеристики и выбор. (4.1.2., с.155)

5.2 Тепловые процессы и аппараты

Тепловые процессы. Основные понятия и определения. Классификация тепловых процессов. Нагревающие и охлаждающие теплоносители. Теплообменные аппараты. Классификация и конструкции поверхностных теплообменников (кожухотрубчатые, змеевиковые, пластинчатые и др.). Регенеративные теплообменники. Регенератор с неподвижной насадкой. Смесительные теплообменники. Противоточный полочный барометрический конденсатор. Расчет теплообменников.

Вопросы для самоподготовки

1. Тепловые процессы. Основные понятия и определения. Классификация тепловых процессов. (4.1.2., с.263)
2. Нагревающие и охлаждающие теплоносители. (4.1.2., с.319)
3. Классификация и конструкции поверхностных теплообменников (кожухотрубчатые, змеевиковые, пластинчатые и др.) (4.1.2., с.334)
4. Регенеративные теплообменники. Регенератор с неподвижной насадкой. (4.1.2., с. 349)
5. Смесительные теплообменники. Противоточный полочный барометрический конденсатор. 4.1.2., с.346)
6. Расчет теплообменников. (4.1.2., с.349)

5.3 Массообменные процессы и аппараты

Общие сведения о массообменных процессах. Классификация и общая характеристика массообменных процессов, значение этих процессов при решении экологических проблем. Способы выражения состава фаз. Фазовое равновесие. Материальный баланс массообменных процессов. Уравнение рабочей линии. Рабочие диаграммы. Движущая сила массообменных процессов.

Абсорбция. Общие сведения и определения. Равновесие при абсорбции. Законы Генри, Рауля. Материальный и тепловой баланс абсорбции. Уравнение рабочей линии. Степень поглощения. Минимальный и оптимальный расход абсорбента.

Конструкции абсорберов. Классификация. Трубчатый пленочный абсорбер. Насадочные абсорберы. Виды насадок, их характеристика. Барботажные абсорберы. Виды тарелок. Гидродинамика насадочных и тарельчатых абсорберов. Другие виды абсорберов. Расчет абсорберов.

Перегонка жидкости. Общие сведения о процессе и области его практического применения. Простая перегонка. Ректификация. Схемы установок непрерывной и периодической ректификации. Материальный и тепловой баланс процесса ректификации. Равновесие при ректификации. Уравнения рабочих линий для укрепляющей и исчерпывающей части колонны.

Фазовые диаграммы процесса: изотерма парциальных давлений, изобара температур кипения и конденсации, изобара равновесных концентраций в системе пар-жидкость. Минимальное и рабочее флегмовое число. Число теоретических ступеней контакта. Конструкции ректификационных колонн. Особенности устройства ректификационных колонн.

Адсорбция. Общие сведения и определения. Основные промышленные адсорбенты, их структура и свойства. Конструкции адсорберов. Аппараты с неподвижным и с движущимся слоем адсорбента.

Экстракция. Основные понятия и определения. Материальный баланс процесса. Конструкции экстракторов: полый распылительный, насадочный, тарельчатый, роторно-дисковый и др.

Сушка. Общие сведения о процессе сушки. Классификация способов сушки. Конструкции сушилок. Классификация. Конвективные сушилки: камерные, ленточные и с псевдоожиженным слоем высушиваемого материала. Контактные сушилки. Специальные виды сушки: радиационные, сублимационные, в поле токов высокой частоты.

Вопросы для самоподготовки

1. Общие сведения о массообменных процессах. Классификация и общая характеристика массообменных процессов. (4.1.3., с. 6)
2. Способы выражения состава фаз. (4.1.5., с.282, 283)
3. Материальный баланс массообменных процессов. Уравнение рабочей линии. (4.1.3., с.12)
4. Рабочие диаграммы. Движущая сила массообменных процессов. (4.1.3., с.12, 24)
5. Абсорбция. Общие сведения и определения. (4.1.3., с.43)
6. Равновесие при абсорбции. Законы Генри, Рауля. (4.1.3., с.44)
7. Материальный и тепловой баланс абсорбции. Уравнение рабочей линии. (4.1.3., с.47)
8. Степень поглощения. Минимальный и оптимальный расход абсорбента. (4.1.5., с.290,291)
9. Конструкции абсорберов. Классификация. Трубчатый пленочный абсорбер. (4.1.3, с.54,55)
10. Насадочные абсорберы. Виды насадок, их характеристика. (4.1.3., с.58, 62)
11. Барботажные абсорберы. Виды тарелок: ситчатые, колпачковые, клапанные. (4.1.3., с.70, 73, 74,75)
12. Гидродинамический режим насадочных и тарельчатых абсорберов. (4.1.3., с. 59,77)
13. Перегонка жидкости. Общие сведения о процессе и области его практического применения. Простая перегонка. Перегонка с дефлегмацией. (4.1.3., с.99,108)
14. Ректификация. Схемы установок непрерывной и периодической ректификации. (4.1.3., с.113)
16. Материальный и тепловой баланс процесса ректификации (4.1.3., с.118)

17. Равновесие в системах жидкость – пар. Фазовые диаграммы процесса: изотерма парциальных давлений, изобара температур кипения и конденсации, изобара равновесных концентраций в системе пар-жидкость. (4.1.3., с.101)
18. Флегмовое число. Минимальное и рабочее флегмовое число. Число теоретических ступеней контакта. (4.1.3., с.122)
19. Адсорбция. Общие сведения и определения. Основные промышленные адсорбенты, их структура и свойства. (4.1.3., с.188,190)
20. Схемы работы адсорберов. Аппараты с неподвижным и с движущимся слоем адсорбента. (4.1.3.,с.203, 206)
21. Экстракция. Основные понятия и определения. (4.1.3., с. 142)
22. Конструкции экстракторов: полый распылительный, насадочный, тарельчатый, роторно-дисковый. (4.1.3., с.159,160,162)
23. Сушка. Общие сведения о процессе сушки. Классификация способов сушки. (4.1.3., с.213)
24. Конструкции сушилок. Классификация. Конвективные сушилки: камерные, ленточные и с псевдоожиженным слоем высушиваемого материала. (4.1.3., с.258, 264)
25. Контактные сушилки. (4.1.3., с.269)
26. Специальные виды сушки: радиационные, сублимационные, в поле токов высокой частоты. (4.1.3., с. 272)

6. Методические рекомендации к изучению раздела и контрольные задания

6.1 Гидромеханические процессы

Вещества, которыми являются продукты, применяемые в химической технологии, принято называть системами. Система (от греч. *systema*—целое, составленное из частей) это множество элементов, находящихся в отношениях и связях друг с другом и образующих некую целостность, единство. Вещества как системы могут разделяться (классифицироваться) на две большие группы – *гомогенные* и *гетерогенные*.

Гомогенными (однородными) называют системы, состоящие из одной фазы: твердой, жидкой или газообразной. Все параметры гомогенных систем изменяются непрерывно или монотонно.

Гетерогенные (неоднородные) системы состоят из нескольких фаз или ингредиентов, отделенных друг от друга поверхностями раздела фаз, четко фиксируемые принятыми средствами контроля. При переходе через поверхность раздела измеряемые параметры меняются скачком. Примерами неоднородных систем могут быть суспензии, эмульсии, пена, туман, пыль и др.

В гетерогенных системах можно выделить две фазы – *дисперсионную* среду и *дисперсную* фазу. *Дисперсионная* среда (внешняя или сплошная фаза)– среда, в которой распределены частицы дисперсной фазы. *Дисперсная фаза (внутренняя фаза)* – это фаза, распределенная в *дисперсионной* среде в раздробленном состоянии: в виде капель, пузырей, мелких измельченных твердых частиц различных форм и размеров. Для разделения систем на ингредиенты используют методы и аппараты, отличающиеся большим разнообразием физических и химических явлений. Выбор оптимального аппарата определяется выбором признака.

Для разделения неоднородных систем используются следующие признаки:

- разность плотностей составляющих неоднородной системы;
- различие магнитных и электрических свойств;
- возможность задержания частиц дисперсной фазы на твердых пористых перегородках и др.

По использованию одного или нескольких признаков различают способы разделения систем. Признаки, используемые для разделения неоднородных систем, являются следствием наличия четких границ между *дисперсной* фазой и *дисперсионной* средой. Если частицы дисперсной фазы твердые, а дисперсионная среда жидкая или газообразная, их разделяют в процессах осаждения или седиментации (от лат. *sedimentum* – оседание), фильтрования, а также под воздействием сил магнитного и электрического происхождения. В ряде случаев перед химико-технологическими процессами ставится задача не полного разделения неоднородной системы, а разделение одного из ее компонентов, например, дисперсной фазы по признаку малых размеров частиц.

Осаждение твердых частиц в жидкости или газе – это разделение неоднородной системы по признаку наличия разности плотностей. Процесс заключается в том, что под действием массовых сил (тяжести или центробежных) частицы преодолевают сопротивление среды и приобретают ускорение в направлении этих сил. Более плотные частицы опускаются на дно аппарата или менее плотные частицы всплывают на поверхность жидкости. В процессах осаждения учитываются архимедовы силы, которые возникают в поле действия любых потенциальных сил – тяжести, инерции, магнитных или электрических.

Теоретической основой процесса осаждения служат закономерности движения сферических частиц. Осаждение в поле силы тяжести производится в отстойниках. Промышленные отстойники подразделяются на три группы: для пылей (пылеосадительная камера), суспензий (отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой), эмульсий (отстойник для эмульсий).

Осаждение в поле действия центробежных (инерционных) сил – это разделение неоднородной системы по признаку разности плотностей под действием инерционных (центробежных) сил. Для создания поля центробежных сил используют два технических приема: поток жидкости или газа вращается в неподвижном аппарате – циклонный процесс (аппарат называется циклоном); поток поступает во вращающийся аппарат и вращается вместе с ним (процесс центрифугирования, аппарат называется центрифугой).

Электроосаждение или электрофильтрация – это разделение неоднородных систем в поле электростатических сил. В электрофильтрах между пластинами или соосными патрубками, находящимися под напряжением около 90 кВ ионизируется газ, твердые частицы приобретают определенный заряд и движутся к противоположным полюсам. Достигнув электрода противоположного полюса, твердые частицы нейтрализуются, оседают на поверхности электродов и при встряхивании удаляются из аппарата.

Фильтрование – это разделение неоднородной системы с твердой дисперсной фазой, основанное на задержании твердых частиц пористыми перегородками. В данном случае применяется признак задержания частиц дисперсной фазы на твердых пористых перегородках. Аппараты для проведения процесса фильтрования называются *фильтрами*. Для фильтрования суспензий применяют большое количество фильтров, которые классифицируются по следующим признакам: периодического и непрерывного действия; по величине рабочего давления – вакуум фильтры и фильтры, работающие под избыточным давлением; по технологическому признаку – газовые (для очистки газов), жидкостные (для разделения суспензий).

Движение жидкости через слои зернистых материалов и насадок. В химической технологии многие процессы протекают в аппаратах, заполненных мелкозернистым материалом или насадкой (процессы фильтрования, абсорбции, адсорбции, сушки и т.д.). При движении потока жидкости и газа через неподвижные слои зернистого материала, основной задачей является определение гидравлического сопротивления этих слоев и отыскание

оптимальных условий проведения процессов в аппаратах, заполненных неподвижными слоями зернистых материалов.

Установлено, что перевод зернистого слоя в псевдооживленное (кипящее) состояние позволяет интенсифицировать многие процессы химической технологии. Скорость процессов тепло- и массообмена повышается, так как в условиях псевдооживления практически вся поверхность всех частиц омывается потоком при значительных скоростях. При достижении критической скорости $\omega_{кр}$ гидравлическое сопротивление зернистого слоя ΔP становится равным его весу G_T , отнесенному к площади сечения S аппарата, то есть $\Delta P = \frac{G_T}{S}$. Слой приобретает текучесть, частицы слоя интенсивно перемещаются в потоке, порозность и высота слоя увеличиваются. В этом состоянии слой напоминает кипящую жидкость, скорость $\omega_{кр}$ называют скоростью начала псевдооживления.

При дальнейшем увеличении скорости потока до некоторого критического значения $\omega_{ун}$, частицы перемещаются интенсивней, порозность и высота слоя продолжают возрастать при практически постоянном гидравлическом сопротивлении. Дальнейшее увеличение скорости больше $\omega_{ун}$ приводит к разрушению псевдооживленного слоя и выносу частиц потоком из аппарата. Явление массового уноса частиц называют гидро- и пневмотранспортом и используют для перемещения сыпучих материалов. Скорость $\omega_{ун}$, соответствующую началу массового уноса частиц, называют *скоростью уноса* или *скоростью свободного витания* частиц. Частицы движутся независимо друг от друга, свободно витают, не осаждаются, и вес частицы уравновешивается силой сопротивления, возникающей при обтекании частицы потоком.

Скорость начала псевдооживления $\omega_{кр}$ и скорость уноса $\omega_{ун}$, определяют экспериментально на лабораторных и опытных установках. Для определения $\omega_{кр}$, $\omega_{ун}$ расчетным путем используется формулы О.М.Тодеса.

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (4.1.1., \text{ с.85})$$

где $Re_{кр}$ - значение критерия Рейнольдса, соответствующее началу кипящего (псевдооживленного) слоя; Ar – критерий Архимеда.

$$Re_{ун} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} \quad (4.1.1., \text{ с.85})$$

6.1.1 Задания по разделу «Гидромеханические процессы»

Задание 34. Определить диаметр и гидравлическое сопротивление циклона по следующим данным: расход запыленного газа $V \text{ м}^3 / \text{ч}$ (при $0 \text{ }^\circ\text{C}$ и 760 мм. рт. ст.), температура $100 \text{ }^\circ\text{C}$, наименьший диаметр частиц пыли $d \text{ мкм}$.

Таблица 37

№ вар.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
V, м ³ / ч	5200	5400	5600	5800	6000	5300	5350	5150	5100	5250
Газ	азот	аммиак	аргон	бензол	бутан	H ₂	SO ₂	CO ₂	CO	O ₂
№ вар.	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
V, м ³ / ч	5250	5450	5650	5850	6050	5350	5380	5380	5280	5380
Газ	пентан	метан	пропан	CS ₂	H ₂ S	этан	гелий	H ₂	аргон	ацетилен
№ вар.	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
V, м ³ / ч	6360	6480	6680	6800	6880	6380	6350	6180	6300	6250
газ	бутан	метан	этан	бензол	аргон	H ₂	SO ₂	CO ₂	CO	O ₂

Пример решения задачи.

Дано: газ – воздух.

$$V = 7000 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

$$t = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$D = ? \quad \Delta P = ?$$

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega_{\text{ц}}}} \quad (4.1.5, \text{ с.97})$$

где D – диаметр циклона, м; V- объемный расход запыленного воздуха, проходящего через циклон, м³/с; $\omega_{\text{ц}}$ - скорость запыленного воздуха, м/с; скорость $\omega_{\text{ц}}$ можно принять 2,5-4 м/с;

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega_{\text{ц}}}} = \sqrt{\frac{7000}{3600 \cdot 0,785 \cdot 3}} = 0,9086 \text{ м} \quad (4.1.5, \text{ с.97})$$

$$\Delta P = \zeta_0 \frac{\omega_{\text{ц}}^2 \cdot \rho}{2} \quad (4.1.5, \text{ с.97})$$

где ΔP - гидравлическое сопротивление циклона, Па; ζ_0 - коэффициент сопротивления циклона, величина безразмерная; ρ - плотность газа, проходящего через циклон, кг/м³.

Плотность газа (если название газа не дано, принимается воздух) на заданные условия (в данном случае давление $P = 760$ мм. рт. ст., $t = 100$ °C) рассчитывается на основании уравнения Клапейрона:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot P}{T \cdot P_0} \quad (4.1.5, \text{ с.13})$$

где $\rho_0 = \frac{M}{22,4}$ кг/м³ – плотность газа при нормальных условиях (0 °C и 760 мм. рт. ст.); M – мольная масса газа, кг/ кмоль; T- температура, К; P, P₀ – давление газа и атмосферное давление, Па.

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} = 1,293 \frac{273 \cdot 1,013 \cdot 10^5}{(273 + 100) \cdot 9,81 \cdot 10^4} = 0,977 \text{ кг / м}^3$$

$$\Delta P = \zeta_0 \frac{\omega_{\text{ц}}^2 \cdot \rho}{2} = \frac{60^2 \cdot 0,977}{2} = 1758,6 \text{ Па}$$

$$\zeta_0 = 60, \text{ коэффициент сопротивления циклона ЦН-24.} \quad (4.1.5, \text{ с.97})$$

Ответ: гидравлическое сопротивление циклона $\Delta P = 1758,6$ Па, диаметр циклона $D=0,91$ м.

Примечание: рекомендуется решение задачи через соотношение

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 550 \div 750. \text{ (4.2.3, с. 329).}$$

Задание 35. Рассчитать непрерывно действующий отстойник с гребковой мешалкой для осветления суспензии речной песок (кварц) – вода. Количество суспензии $G_{см}$, т/ч. Содержание твердой фазы в суспензии $\bar{X}_{см}$ %, в осадке (в сгущенной суспензии) $\bar{X}_{ос}$ %, в очищенной сплошной фазе $\bar{X}_{оч}=3\%$. Температура суспензии t °С. Диаметр наименьших частиц, подлежащих осаждению $d = 35$ мкм. Определить: производительность отстойника по твердой фазе $G_{ос}$ и по очищенной сплошной фазе $G_{оч}$; скорость осаждения $w_{ос}$, м/с; площадь осаждения отстойника $F_{ос}$, м² (табл.38).

Таблица 38

№ варианта	Расход исходной суспензии, $G_{см}$, т/ч	Температура суспензии t °С.	Содержание твердой фазы в суспензии, $\bar{X}_{см}$ %	Содержание твердой фазы в шламе, $\bar{X}_{ос}$ %
1	2	3	4	5
1	20	22	12	36
2	19	25	16	35
3	16	15	9	34
4	22	16	12	40
5	24	18	14	32
6	15	15	16	44
7	18	16	20	42
8	20	20	10	40
9	22	26	9	35
10	18	20	8	34
11	14	22	12	36
12	19	25	16	35
13	15	15	9	34
14	12	16	12	40
15	13	18	14	32
16	19	15	16	44
17	20	16	12	42
18	21	20	10	40
19	22	26	9	35
20	23	20	8	34
21	12	24	10	40
22	16	22	9	38
23	20	22	12	36
24	19	25	16	35
25	24	18	14	32
26	15	15	16	44
27	18	16	20	42
28	20	20	10	40
29	22	26	9	35
30	18	20	8	34

Пример решения задания.

Дано:

$$G_{см} = 25 \text{ т/ч}$$

$$\bar{X}_{см} = 30 \%$$

$$\bar{X}_{ос} = 50 \%$$

$$\bar{X}_{оч} = 3 \%$$

$$t = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$G_{ос} = ? \quad G_{оч} = ?;$$

$$w_{ос} = ? \quad F_{ос} = ?$$

1. Из уравнения материального баланса определяем массовые расходы осадка (сгущенной суспензии) $G_{ос}$, очищенной сплошной фазы, $G_{оч}$, кг/с;

$$G_{см} = G_{ос} + G_{оч} \quad (4.1.2., \text{ с. 210})$$

$$G_{см} \bar{X}_{см} = G_{ос} \bar{X}_{ос} + G_{оч} \bar{X}_{оч}$$

где $G_{см}$, $G_{ос}$, $G_{оч}$ – массовый расход исходной смеси, осадка (сгущенной суспензии), очищенной сплошной фазы, кг/с; $\bar{X}_{см}$, $\bar{X}_{ос}$, $\bar{X}_{оч}$ – содержание твердой фазы в исходной смеси, в осадке (в сгущенной суспензии), в очищенной сплошной фазе, %.

$$\frac{25 \cdot 1000}{3600} = G_{ос} + G_{оч} \quad 6,94 = G_{ос} + G_{оч} \quad G_{оч} = 6,94 - G_{ос}$$

$$6,94 \cdot 0,3 = G_{ос} \cdot 0,5 + (6,94 - G_{ос}) \cdot 0,03$$

$$G_{ос} = 3,98 \text{ кг/с}; \quad G_{оч} = 2,96 \text{ кг/с}$$

2. Для определения средней расчетной скорости стесненного осаждения $\omega_{ос}$ частиц известняка диаметром 35 мкм, рассчитываем критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{d^3 \cdot (\rho - \rho_c) \cdot \rho_c \cdot g}{\mu_c^2} \quad (4.1.5, \text{ с.93})$$

где Ar – критерий Архимеда; d – диаметр шарообразной частицы, м; ρ, ρ_c – плотность частицы и плотность среды, кг/м³; μ_c – динамический коэффициент вязкости среды, Па·с; g – ускорение свободного падения, м/с².

Плотность речного песка (кварц) $\rho = 1500 \text{ кг/м}^3$ (4.1.5, с.93); плотность среды (вода) при температуре $t = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ $\rho_c = 995 \text{ кг/м}^3$ (4.1.5, с.512); $\mu_c = 0,801 \text{ Па} \cdot \text{с}$ (4.1.5, с.516).

$$Ar = \frac{d^3 \cdot (\rho - \rho_c) \cdot \rho_c \cdot g}{\mu_c^2} = \frac{35^3 \cdot 10^{-18} \cdot (1500 - 995) \cdot 995 \cdot 9,81}{(0,801 \cdot 10^{-3})^2} = 0,33$$

При $Ar < 3,6$, так называемом, ламинарном режиме осаждения шарообразных частиц, скорость осаждения можно определить по уравнению Стокса:

$$\omega_{ос} = \frac{d^2 \cdot (\rho - \rho_c) \cdot g}{18 \cdot \mu_c} = \frac{(35 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (1500 - 995) \cdot 9,81}{18 \cdot 0,801 \cdot 10^{-3}} = 0,00042 \text{ м/с}$$

При ориентировочных расчетах, учитывая приближенно отличие реальных условий осаждения от теоретических (стесненность осаждения, форма частиц, движение среды), среднюю расчетную скорость осаждения $\omega_{ос}^1$ принимают равной половине теоретической скорости осаждения одиночной шарообразной частицы:

$$\omega_{oc}^1 = 0,5 \cdot \omega_{oc} = 0,5 \cdot 0,00042 = 0,00021 \text{ м/с} \quad (4.1.5, \text{ с.96})$$

Площадь осаждения отстойника с гребковой мешалкой непрерывного действия можно определить по следующей формуле:

$$F_{oc} = \frac{G_{см} \left(1 - \frac{\bar{X}_{см}}{\bar{X}_{oc}}\right)}{\rho \cdot \omega_{oc}^1} = \frac{25 \cdot 1000 \cdot \left(1 - \frac{0,3}{0,5}\right)}{3600 \cdot 2650 \cdot 0,00021} = 8,22 \text{ м}^2 \quad (4.1.5, \text{ с.96})$$

$$\text{Диаметр отстойника } D = \sqrt{\frac{F_{oc}}{0,785}} = 3,24 \text{ м.}$$

Ответ: $G_{oc} = 3,98 \text{ кг/с}$; $G_{оч} = 2,96 \text{ кг/с}$; $\omega_{oc} = 0,00042 \text{ м/с}$; $F_{oc} = 8,22 \text{ м}^2$;
 $D = 3,24 \text{ м}$.

Задание 36. Определить скорость начала псевдооживления и скорость уноса частиц диаметром $d_{ч}$ и плотностью $\rho_{ч}$ при следующих условиях: плотность среды $\rho_c = 0,275 \text{ кг/м}^3$; вязкость среды $\mu_c = 0,477 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$ (табл. 39).

Таблица 39

№ варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$d_{ч}$, мм	3,25	3,60	3,65	3,8 5	3,25	3,75	3,65	3,70	3,72	3,5
$\rho_{ч}$, кг/м ³	1300	1250	1275	1285	1320	1387	1300	1220	1280	1200
№ варианта	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$d_{ч}$, мм	4,25	4,60	4,65	4,8 5	4,25	4,75	4,65	4,70	4,72	4,5
$\rho_{ч}$, кг/м ³	1050	1150	1075	1085	1020	1087	1100	1130	1180	1100
№ варианта	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$d_{ч}$, мм	5,25	5,60	5,65	5,8 5	5,25	5,75	5,65	5,70	5,72	5,5
$\rho_{ч}$, кг/м ³	1200	1150	1175	1185	1120	1187	1100	1120	1180	1100

Пример решения задания.

Дано:

$$d_{ч} = 3,5 \text{ мм}$$

$$\rho_{ч} = 1300 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_c = 0,275 \text{ кг/м}^3$$

$$\mu_c = 0,477 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\omega_{кр} = ?; \omega_{ун} = ?.$$

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (4.1.1., \text{ с.85})$$

где $Re_{кр}$ – значение критерия Рейнольдса, соответствующее началу кипящего (псевдооживленного) слоя; Ar – критерий Архимеда

$$Ar = \frac{d^3 \cdot (\rho - \rho_c) \cdot \rho_c \cdot g}{\mu_c^2} = \frac{(3,25 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1300 - 0,275) \cdot 0,275 \cdot 9,81}{(0,477 \cdot 10^{-4})^2} = 52786,82$$

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{52786,82}{1400 + 5,22\sqrt{52786,82}} = 20,31$$

$$Re_{кр} = \frac{\omega_{кр} \cdot d_{ч} \cdot \rho_c}{\mu_c} \quad 20,31 = \frac{\omega_{кр} \cdot 3,25 \cdot 0,275}{0,477 \cdot 10^{-4}};$$

$$\omega_{кр} = 1,084 \text{ м/с}$$

$$Re_{ун} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} = \frac{52786,82}{18 + 0,61\sqrt{52786}} = 333,78 \quad (4.1.1., \text{ с.85})$$

$$Re_{ун} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}; \quad Re_{ун} = \frac{\omega_{ун} \cdot d_{ч} \cdot \rho_c}{\mu_c}; \quad 333,78 = \frac{\omega_{ун} \cdot 3,25 \cdot 10^{-3} \cdot 0,275}{0,477 \cdot 10^{-4}}$$

$$\omega_{ун} = 17,8 \text{ м/с.}$$

$$\text{Ответ: } \omega_{кр} = 1,084 \text{ м/с; } \omega_{ун} = 17,8 \text{ м/с}$$

6.2 Тепловые процессы

В химической промышленности используются тепловые процессы, скорость которых определяется скоростью подвода или отвода теплоты: нагревание и охлаждение, конденсация и испарение, выпаривание, искусственное охлаждение и др. Тепловые процессы реализуются в теплообменных аппаратах (теплообменниках). В процессах теплопередачи участвуют не менее двух сред (теплоносителей) с различными температурами. В качестве теплоносителей в химической промышленности наибольшее распространение получили насыщенный водяной пар, вода, дымовые газы, высокотемпературные органические теплоносители и др. В качестве хладагентов – аммиак, фреоны, рассол хлорида кальция, промышленная вода, воздух, азот и др. Выбор теплоносителя или хладагента определяется их назначением, температурами процесса и др.

Основными кинетическими характеристиками процесса теплопередачи являются средняя разность температур, коэффициент теплопередачи, количество передаваемой теплоты (от этой величины зависят размеры теплообменной аппаратуры).

Нагревание – это процесс повышения температуры материалов путем подвода к ним теплоты. В пищевой технологии применяется нагревание горячей водой или другими жидкими теплоносителями, насыщенным водяным паром, топочными газами, электрическим током. Минеральное масло, используемое в качестве теплоносителя, позволяет работать при температурах до 200 °С.

Охлаждение – процесс понижения температуры материалов путем отвода теплоты. Для охлаждения газов, паров и жидкостей до 15-20 °С в химической технологии используют воду и воздух.

Испарение – процесс превращения жидкости в пар путем подвода теплоты.

Конденсация – переход вещества из паро- или газообразного состояния в жидкое или кристаллическое, путем отвода от него теплоты.

Выпаривание – процесс концентрирования растворов твердых нелетучих веществ путем удаления жидкого растворителя при испарении.

Холодильные процессы – процессы охлаждения жидкостей и газов (паров) ниже температуры окружающей среды и до температур близкой к абсолютному нулю.

Тепловой расчет теплообменных аппаратов является основным необходимым элементом при проектировании химико-технологических систем. От того, насколько корректно будет произведен этот расчет, будет зависеть эффективность его работы. В промышленности применяют теплообменники различного назначения: холодильники, подогреватели, конденсаторы, испарители, кипятильники. Название теплообменнику дается исходя из его целевого назначения. Теплообменники делятся на рекуперативные (поверхностные), регенеративные (с теплоаккумулирующей насадкой), теплообменники смешения.

Основной характеристикой рекуперативных теплообменных аппаратов является теплопередающая поверхность или поверхность теплообмена. От ее величины зависят геометрические размеры теплообменников, стоимость их изготовления, монтажа и эксплуатации. Исходными данными для простейшего теплового расчета являются: расход одного из теплоносителей и температуры обоих теплоносителей на входе и на выходе из аппарата.

Порядок расчета теплообменника.

1. Определение тепловой нагрузки аппарата, средней движущей силы и средних температур теплоносителей.

2. Определение расхода второго вещества из теплового баланса.

3. Определение ориентировочной площади поверхности теплообмена, а также выбор размеров теплообменных труб, расчет необходимого их количества при обеспечении заданного режима движения теплоносителей.

4. Предварительный выбор нормализованного теплообменника по ГОСТу. Выписываются фиксированные геометрические размеры аппарата, которые будут фигурировать в расчете (внутренний диаметр кожуха, число теплообменных труб и т.д.)

5. Определение частных коэффициентов теплоотдачи для обоих теплоносителей с использованием критериальных уравнений для соответствующих тепловых процессов, режимов теплоносителей, геометрического расположения труб и т.д. Определение термических сопротивлений стенок и загрязнений со стороны горячего и холодного теплоносителей.

6. Определение общего коэффициента теплопередачи и уточнение температур стенки со стороны горячего и холодного теплоносителей. Пересчет коэффициента теплопередачи.

7. Определение расчетной поверхности теплообмена по основному уравнению теплопередачи и окончательный выбор нормализованного теплообменника.

8. Определение запаса поверхности теплообмена, необходимого для обеспечения длительной работы аппарата, т.к. на поверхности труб и кожуха образуются разного вида загрязнения (отложение нерастворимых осадков,

накипеобразование, ржавчина и т.д.), которые снижают эффективность процесса теплообмена, уменьшая коэффициент теплопередачи.

Определение коэффициентов теплоотдачи

В инженерной практике используются критериальные уравнения процесса теплоотдачи. При выборе критериального уравнения для определения коэффициентов теплоотдачи необходимо принимать во внимание следующее.

1. Учитывается характер теплообмена: без изменения агрегатного состояния вещества (нагревание, охлаждение), с изменением агрегатного состояния вещества (кипение, конденсация).

2. Характеризуется пространство теплообменника, в котором течет теплоноситель: трубное или межтрубное. В зависимости от пространства, где происходит процесс теплоотдачи, выбирается определяющий геометрический размер (диаметр, эквивалентный диаметр и т.д.).

3. Определяется режим движения теплоносителя, то есть критерий Рейнольдса.

4. Характеризуется геометрическое расположение теплообменных труб: вертикальное или горизонтальное.

5. Характеризуется наличие перемешивающих механических устройств: мешалки, пневматические устройства и т.д.

6. Характеризуется вид поверхности теплообмена: плоская, трубчатая, оребренная.

7. Характеризуется тип конструкции теплообменника - кожухотрубчатый, змеевиковый, “труба в трубе” и т.д.

Уравнения для расчета коэффициентов теплоотдачи для установившихся тепловых процессов

Теплоотдача без изменения агрегатного состояния вещества

1. При движении теплоносителя в прямых трубах круглого сечения или в каналах некруглого сечения (трубное пространство кожухотрубчатого теплообменника, кольцевое сечение теплообменника типа “труба в трубе”) коэффициент теплоотдачи определяют из следующих уравнений:

а) при развитом турбулентном течении ($Re \geq 10000$):

$$Nu = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{ст})^{0,25}, \quad (4.1.5., \text{ с.152})$$

где Nu – критерий Нуссельта, Re – критерий Рейнольдса; Pr – критерий Прандтля, $Pr_{ст}$ - критерий Прандтля, рассчитанный при температуре стенки, ε_l – коэффициент, учитывающий отношение длины трубы (L) к ее диаметру (d), при $L/d \geq 50$ $\varepsilon_l = 1$;

б) при переходном режиме движения ($2300 < Re < 10000$). В этой области надежных расчетных формул нет. или приближенно расчет можно выполнять по графику (4.1.5., с.154);

в) ламинарный режим течения ($Re \leq 2300$):

$$Nu = 1,55 \cdot \varepsilon_i \cdot \left(Pe \cdot \frac{d}{L} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} \quad (4.1.5., \text{ с.152})$$

где $\frac{\mu}{\mu_{ст}}$ - динамический коэффициент вязкости при средней температуре и при температуре стенки. Формула выведена при значениях $0,00067 \leq \frac{\mu}{\mu_{ст}} \leq \left(Pe \cdot \frac{d}{L} \right)$

Определяющим геометрическим размером в предыдущих формулах является эквивалентный диаметр трубы (внутренний диаметр для труб круглого сечения). Все теплофизические характеристики теплоносителей рассчитываются при средней температуре теплоносителей.

2. Теплоотдача при поперечном обтекании пучка гладких труб (межтрубное пространство кожухотрубчатого теплообменника).

- при $Re < 1000$ для коридорных и шахматных пучков:

$$Nu = 0,56 \varepsilon_{\varphi} Re^{0,5} Pr^{0,36} (Pr / Pr_{ст})^{0,25} \quad (4.1.5., \text{ с.156})$$

- при $Re \geq 1000$ для коридорных пучков:

$$Nu = 0,22 \varepsilon_{\varphi} Re^{0,65} Pr^{0,36} (Pr / Pr_{ст})^{0,25} \quad (4.1.5., \text{ с.156})$$

- для шахматных пучков:

$$Nu = 0,4 \varepsilon_{\varphi} Re^{0,6} Pr^{0,36} (Pr / Pr_{ст})^{0,25} \quad (4.1.5., \text{ с.156})$$

Определяющая температура – средняя температура жидкости, определяющий размер – наружный диаметр трубы. Коэффициент ε_{φ} , учитывающий влияние угла атаки φ , принимается применительно к кожухотрубчатым теплообменникам с поперечными перегородками равным 0,6.

Теплоотдача при изменении агрегатного состояния вещества

1. При пленочной конденсации насыщенного пара любых веществ коэффициент теплоотдачи определяют следующим образом:

а) в случае конденсации на пучке n вертикальных труб высотой H с наружным диаметром d среднее значение коэффициента теплоотдачи:

$$\alpha = 2,04 \varepsilon_r \cdot \varepsilon_i \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r}{\mu \cdot \Delta t \cdot H}} = 3,78 \varepsilon_r \cdot \varepsilon_i \cdot \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 \cdot d \cdot n}{\mu \cdot G}} \quad (4.1.5., \text{ с.161})$$

б) в случае конденсации на наружной поверхности пучка горизонтальных труб с наружным диаметром d :

$$\alpha = 0,728 \varepsilon \cdot \varepsilon_i \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \cdot \Delta t \cdot d}} \quad (4.1.5., \text{ с.161})$$

где ε_i – поправочная функция, учитывающая вязкость и теплопроводность конденсата при температуре стенки ($\mu_{ст}$, $\lambda_{ст}$):

$$\varepsilon_i = \left[\left(\frac{\lambda_{ст}}{\lambda} \right)^3 \frac{\mu}{\mu_{ст}} \right]^{\frac{1}{8}} \quad (4.1.5., \text{ с.161})$$

Определяющий размер - наружный диаметр труб, или их высота (длина), все теплофизические характеристики определяются для конденсата при

температуре конденсации $t_{\text{конд}}$, т.е. при средней температуре теплоносителя. G – массовый расход пара, кг/с; r – удельная теплота парообразования при $t_{\text{конд}}$, Дж/кг; $\Delta t = t_{\text{конд}} - t_{\text{ст}}$, разность температур конденсации и температуры стенки; ε – поправочный множитель, учитывающий влияние числа труб по вертикали. Определяется по рис. 4.7 [4.1.5., с.162]. Число труб по вертикали определяют по табл. 4.12. [4.1.5., с.215].

6.2.1 Задания для контрольной работы по теме «Тепловые процессы»

Задание 37. Определить коэффициент теплоотдачи для жидкости, проходящей по кольцевому (межтрубному) пространству теплообменника «труба в трубе» со скоростью ω м/с; средняя температура стенки $t_{\text{ст}}$ °С. Наружная труба теплообменника 54x4,5 мм, внутренняя 26x3 мм. Средняя температура жидкости $t_{\text{ср}}$ °С (табл.40).

Таблица 40

Задачи	Жидкость	ω , м/с	$t_{\text{ст}}$, °С	$t_{\text{ср}}$, °С
1.	Вода	0,5	30	40
2.	Бензол	0,5	30	40
3.	Толуол	0,5	30	40
4.	Четыреххлористый углерод	0,5	30	40
5.	Сероуглерод	0,5	30	40
6.	Метиловый спирт	0,5	30	40
7.	Этиловый спирт	0,5	30	40
8.	Бутиловый спирт	0,6	35	45
9.	Уксусная кислота	0,6	35	45
10.	Хлороформ	0,6	35	45
11.	Ацетон	0,6	35	45
12.	Этилацетат	0,6	35	45
13.	Анилин	0,7	40	50
14.	Бензол	0,7	40	50
15.	Толуол	0,7	40	50
16.	Ацетон	0,7	40	50
17.	Этилацетат	0,8	45	55
18.	Ацетон	0,8	45	55
19.	Хлороформ	0,8	45	55
20.	Этиловый спирт	0,8	45	55
21.	Метиловый спирт	0,85	45	55
22.	Сероуглерод	0,86	40	50
23.	Уксусная кислота	0,87	40	50
24.	Бутиловый спирт	0,88	40	50
25.	Четыреххлористый углерод	0,89	40	50
26.	Этилацетат	0,9	38	48
27.	Бензол	1,6	38	48
28.	Толуол	1,1	38	48
29.	Вода	1,2	38	48
30.	Хлороформ	1,3	38	48

Пример решения задачи.

Дано: продукт, которая движется в кольцевом сечении – вода.

$$\omega = 0,65 \text{ м/с}$$

$$t_{\text{ст}} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_{\text{ср}} = 46 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$D = 54 \times 4,5 \text{ мм}$$

$$d = 26 \times 3 \text{ мм}$$

$$\alpha = ?$$

Процесс теплоотдачи происходит в кольцевом пространстве теплообменника типа «труба в трубе». Геометрическим параметром в данном случае является эквивалентный диаметр кольцевого пространства.

$$d_3 = \frac{4 \cdot S}{\Pi} = \frac{4 \cdot \left(\frac{\pi \cdot D_в^2}{4} - \frac{\pi \cdot d_n^2}{4} \right)}{\pi \cdot D_в + \pi \cdot d_n} = D_в - d_n = 0,045 - 0,026 = 0,019 \text{ м} \quad (4.1.5., \text{ с.18})$$

где d_3 - эквивалентный диаметр, м; S – поперечное сечение потока, м^2 ; Π - смоченный периметр, м.

$$Re = \frac{\omega \cdot d_3 \cdot \rho_c}{\mu_c} = \frac{0,65 \cdot 0,019 \cdot 989,3}{0,592 \cdot 10^{-3}} = 20638,27 \quad (4.1.5., \text{ с.17})$$

где Re – критерий Рейнольдса; ω - средняя скорость потока, м/с; ρ_c , μ_c - плотность и динамический коэффициент вязкости воды при средней температуре $t_{\text{ср}} = 46 \text{ }^{\circ}\text{C}$. $\rho_c = 989,3 \text{ кг/м}^3$; (4.1.5., с.512)

$$\mu_c = 0,592 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; \quad (4.1.5., \text{ с.516})$$

При развитом турбулентном течении ($Re \geq 10000$):

$$Nu = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{\text{ст}})^{0,25} = 0,021 \cdot 20638,27^{0,8} \cdot 4^{0,43} \left(\frac{4}{6,5} \right)^{0,25} = 95,79$$

$$\text{где } Pr = 4; Pr_{\text{ст}} = 6,5; \quad (4.1.5., \text{ с.564})$$

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} \quad (4.1.5., \text{ с.150})$$

где l - определяющий геометрический размер, для рассматриваемого процесса это эквивалентный диаметр d , кольцевого сечения, λ - коэффициент теплопроводности жидкости (воды) при средней температуре $t_{\text{ср}} = 46 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$\lambda = 0,55 \cdot 1,163 \text{ Вт/м} \cdot \text{К} \quad (4.1.5., \text{ с.561})$$

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_3} = \frac{95,79 \cdot 0,55 \cdot 1,163}{0,019} = 3224,84 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

Ответ: $\alpha = 3224,84 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$

Задание 38 .Определить поверхность теплопередачи горизонтального кожухотрубчатого теплообменника для нагрева G кг/ч жидкости от температуры $18 \text{ }^{\circ}\text{C}$ до температуры кипения $t_{\text{кип}}$ при атмосферном давлении. Нагрев произвести насыщенным водяным паром давлением $P_{\text{абс}}$. Коэффициент теплопередачи $K = 1280 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$ (табл.41).

Таблица 41

№ задачи	Жидкость	G, кг/ч	t _{кип.} , °C	P _{абс.} ат
1	2	3	4	5
1.	Вода	30000	100	2
2.	Бензол	30000	80,2	2
3.	Толуол	30000	110,8	2
4.	Метиловый спирт	28000	64,7	2
5.	Этиловый спирт	26000	78,3	2
6.	Хлороформ	25000	61,2	2
7.	Сероуглерод	30000	46,3	2
8.	Четыреххлористый углерод	30000	76,7	2
9.	Этилацетат	26000	77,15	2
10.	Бутиловый спирт	28000	117,7	2
11.	Толуол	25000	110,8	3
12.	Вода	35000	100	3
13.	Бутиловый спирт	38000	117,7	3
14.	Хлороформ	15000	61,2	3
15.	Сероуглерод	20000	46,3	3
16.	Четыреххлористый углерод	20000	76,7	3
17.	Этилацетат	30000	77,15	3
18.	Метиловый спирт	20000	64,7	1,2
19.	Этиловый спирт	20000	78,3	1,2
20.	Бензол	20000	80,2	1,4
21.	Метилацетат	30000	57,5	1,2
22.	Ацетон	32000	56	1,2
23.	Вода	15000	100	1,6
24.	Бензол	18000	80,2	1,6
25.	Толуол	15000	110,8	1,6
26.	Метилацетат	20000	57,5	1,6
27.	Этилацетат	20000	77,15	1,6
28.	Ацетон	15000	56	1,4
29.	Хлороформ	25000	61,2	1,2
30.	Сероуглерод	12000	46	1,2

Пример решения задания 5

Дано: продукт - вода

G= 30000 кг/ч

t_{н.} = 18 °Ct_{кип.} = 100 °CP_{абс.} = 2 ат

F=?

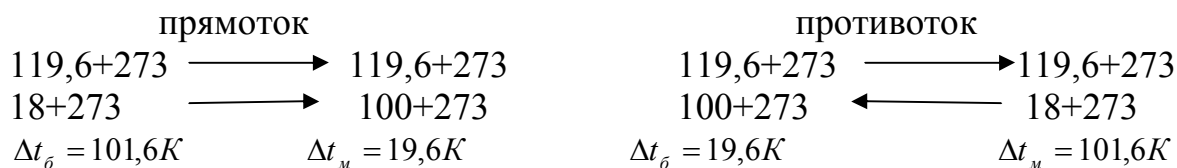
Поверхность теплопередачи определяется из основного уравнения теплопередачи:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \quad (4.1.5., \text{ с.168})$$

где Q-тепловой поток (расход передаваемой теплоты), Вт; K- коэффициент теплопередачи, $\frac{Вт}{м^2 \cdot К}$; Δt_{cp} - средняя разность температур, К;

$$Q_{хол} = G_{хол} c_{хол} (t_{кип.} - t_{н.}) = \frac{30000}{3600} 1 \cdot 4190 \cdot (100 - 18) = 2863166,67 Вт$$

Для определения средней разности температур составляем температурную схему для прямотока и противотока, проводим расчет Δt_{cp} и выбираем тот вид движения теплоносителя, для которого Δt_{cp} больше.



Если $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}} \leq 2$, то Δt_{cp} определяется как среднеарифметическая сумма:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\mu}}{2} \quad (4.1.5., \text{ с.169})$$

Если, $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}} \geq 2$ то Δt_{cp} определяется как среднелогарифмическая разность:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\mu}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}}} \quad (4.1.5., \text{ с.169})$$

Определяем среднюю разность температур при прямотоке:

$$\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}} = \frac{101,6}{19,6} = 5,18; \quad \Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\mu}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}}} = \frac{101,6 - 19,6}{2,3 \lg \frac{101,6}{19,6}} = 49,89K$$

Определяем среднюю разность температур при противотоке:

$$\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}} = \frac{19,6}{101,6} = 0,19; \quad \Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\mu}}{2} = \frac{101,6 + 19,6}{2} = 60,6K$$

При противотоке средняя разность температур больше, поэтому выбираем противоточное движение теплоносителей.

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \quad F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{2863166,67}{1280 \cdot 60,6} = 36,91 \text{ м}^2$$

Задание 39. Определить коэффициент теплоотдачи конденсирующегося водяного пара, если пар движется по вертикальным трубам высотой H метров. Давление пара P . Разность между температурой пара и температурой стенки принять равной Δt (табл.42).

Таблица 42

№ задачи	H, м	P, ат	Δt , °C	№ задачи	H, м	P, ат	Δt , °C
1	2	2,0	8	16	3,5	1,6	4
2	3	1,6	4	17	4,8	2,0	2
3	4	1,2	6	18	5,0	1,8	5
4	2,5	1,8	3	19	5,5	1,4	7
5	4	1,2	6	20	2,6	2,0	8
6	4,2	2,0	8	21	3,4	1,6	4
7	4,6	1,2	8	22	4,7	1,4	8
8	4,8	1,4	4	23	4,2	1,8	6
9	2,2	1,6	6	24	3,8	1,2	3

10	3,5	1,8	3	25	3,6	2,0	4
11	4,2	2,0	4	26	2,6	12	2
12	5,2	1,2	2	27	2,4	1,4	5
13	5,4	1,4	5	28	3,4	1,6	7
14	4	1,6	7	29	5,2	1,8	6
15	2,8	1,8	6	30	5,4	2,0	8

6.3 Массообменные (диффузионные) процессы

Массообмен – это процесс переноса вещества из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия при непосредственном соприкосновении фаз. Для проведения массообменного процесса необходимо минимум две фазы, три вещества. Вещества, составляющие фазу, называются носителями (Φ_y , Φ_x , Φ_T), а третье вещество, переходящее из одной фазы в другую – распределяемым веществом (R).

Различают следующие виды основных массообменных процессов.

Абсорбция – избирательное поглощение газов или паров жидким поглотителем $\Phi_y \xrightarrow{R} \Phi_x$; где Φ_y - фаза газовая; Φ_x - фаза жидкая; R – распределяемое вещество.

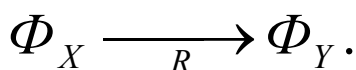
Адсорбция - избирательное поглощение одного или нескольких компонентов из газовой или жидкой смеси твёрдым поглотителем.

$$\Phi_y \xrightarrow{R} \Phi_T; \Phi_x \xrightarrow{R} \Phi_T, \text{ где } \Phi_T \text{ - фаза твёрдая.}$$

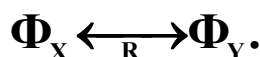
Экстракция - избирательное извлечение вещества из жидкой или твёрдой фазы другой жидкостью.



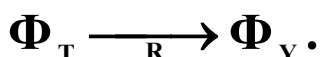
Перегонка - процесс, при котором разделяемая жидкая смесь нагревается до кипения, а образующийся пар отбирается и конденсируется.



Ректификация (от лат. rectus – прямой, простой и от лат. facio – делаю) - разделение жидкой смеси на индивидуальные компоненты многократным чередованием процессов испарения и конденсации на поверхности контакта фаз.



Сушка - удаление влаги из твёрдых влажных материалов путём её испарения.



Концентрация - это величина, определяющая содержание какого-либо компонента в смеси. Совокупность всех концентраций смеси дает ее состав. Перенос вещества из фазы в фазу сопровождается изменением концентрации, как в исходной, так и в воспринимающей фазе. Поэтому описание

массопереноса связано с выражением состава фаз (концентраций переносимого и других компонентов). Дисциплина «Процессы и аппараты химической технологии» рассматривает в основном бинарные смеси, поэтому достаточно бывает зафиксировать концентрацию одного из компонентов. Способы выражения состава фаз двухкомпонентных систем жидкость-газ (пар) приведены в справочной литературе (4.1.5., с. 282). Пересчет концентраций от одной размерности к другой производится при помощи таблицы пересчета состава фаз (4.1.5., с. 283).

Расчет массообменных процессов в основном ведется на основе диаграмм равновесия (фазовые диаграммы). Диаграммы зависимости давления (P) от концентрации X при постоянной температуре ($t = \text{const}$), температуры от концентрации фаз Φ_x, Φ_y (X, Y) при $P = \text{const}$, концентрации в фазе Φ_y (Y) от концентрации в фазе Φ_x (X) при $P = \text{const}$. Соответственно от условий проведения процесса эти диаграммы получили следующие наименования:

- $P = f(x)$, при $t = \text{const.}$, изотермы парциальных давлений;
- $t = f(x, y)$, при $P = \text{const.}$, изобары температур кипения и конденсации;
- $y = f(x)$, при $P = \text{const.}$, изобары равновесных составов жидкости и пара.

Анализ переноса вещества (субстанции) из одной фазы в другую (*массоперенос*) ведется в трех направлениях: равновесие, кинетика, баланс. Перенос вещества (субстанции) происходит под действием разности *интенсивных* свойств (*потенциалов*) в различных точках системы. Разница в значении потенциалов является *движущей силой процесса*. В науке о процессах и аппаратах химической технологии в качестве *разности потенциалов* рассматривают давление, температуру и химический потенциал каждого из i компонентов системы. При массопереносе при выровненных давлениях и температурах равновесие выражается на основе химических потенциалов μ_i . Однако точное измерение химического потенциала невозможно, а расчеты сложны. Поэтому при анализе массообменных процессов используют более доступные измерению и расчету концентрации компонента x_i, y_i .

Равновесие при массопереносе (*предельное состояние*, до которого может идти процесс массопереноса) - это состояние системы, когда в ней не происходит никаких качественных и количественных изменений во времени, т.е. нет переноса субстанции. Процесс переноса вещества из одной фазы в другую в изолированной замкнутой системе, состоящей из двух или большего числа фаз, протекает до установления равновесия при данных условиях (температуре и давлении). Условия равновесия:

- в единицу времени из первой фазы во вторую переходит столько же молекул компонента, сколько из второй в первую, т.е. преимущественного перехода вещества из одной фазы в другую нет;

- в системе во всех ее точках в разных фазах выравниваются потенциалы; $dT=0$ – условие термического равновесия; $dP=0$ – условие механического равновесия; $d\mu_i=0$ – условие химического (материального) равновесия, где T – температура; P – давление; μ_i – химический потенциал i -го компонента;

- равновесное состояние может быть при достижении условия $\mu_x = f(\mu_y)$, где μ_x – химический потенциал в жидкой фазе; μ_y – химический потенциал в газообразной фазе.

Для массообменных процессов речь пойдет о концентрационном равновесии в фазах. При равновесии устанавливается некоторая зависимость между равновесными (предельными) и рабочими концентрациями распределяемого вещества в фазах для данных температуры и давления, при которых осуществляется процесс массопереноса:

$$Y^* = f(x); \quad X^* = f(y),$$

где y, x – рабочие концентрация распределяемого вещества в газовой и жидкой фазе; Y^*, X^* – равновесные концентрации распределяемого вещества, соответствующие рабочим концентрациям y, x .

Основные расчётные зависимости процесса абсорбции

Материальный баланс процесса абсорбции. Составляется на основании закона сохранения массы по всему количеству вещества (брутто - баланс).

$$M = G \cdot (\bar{y}_A - \bar{y}_B) = L \cdot (\bar{x}_A - \bar{x}_B) \quad (4.1.5., с.290)$$

где M – расход поглощаемого компонента, кг/с; G, L – расходы инертного газа и жидкого поглотителя, кг/с; \bar{y}_A и \bar{y}_B – концентрации поглощаемого компонента в газе внизу и наверху абсорбера, кг/кг инертного газа; \bar{x}_A и \bar{x}_B – то же в жидкости, внизу и наверху абсорбера, кг/кг жидкого поглотителя.

Уравнение рабочей линии абсорбции – это зависимость между составами газа и жидкости в произвольном сечении аппарата.

$$\bar{y} = \bar{y}_H + \frac{L}{G} \cdot (\bar{x} - \bar{x}_H) \quad (4.1.5., с.290)$$

где \bar{y}, \bar{x} – переменные по высоте колонны, концентрации поглощаемого компонента в контактирующих неравновесных потоках газа и жидкости в данном сечении абсорбера; y_H, x_H – концентрации поглощаемого компонента на входе в абсорбер в потоках газа и жидкости.

Расход жидкого поглотителя (абсорбента) L

$$L = \varphi \cdot L_{\min} \quad (4.1.5., с.290)$$

где $\varphi > 1$, коэффициент избытка поглотителя; L_{\min} – теоретический или минимальный расход абсорбента, определяемый графическим или аналитическим путем.

Степень поглощения C_n (или коэффициент извлечения) – отношение количества поглощенного вещества к количеству вещества при полном поглощении.

$$C_n = \frac{G \cdot (\bar{y}_H - \bar{y}_K)}{G \cdot y_H} = \frac{\bar{y}_H - \bar{y}_K}{y_H} \quad (4.1.5., с.290)$$

где C_n – степень поглощения; \bar{y}_H и \bar{y}_K – начальные и конечные концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе.

Основные расчетные зависимости процесса ректификации бинарных смесей

Материальный баланс ректификации бинарных смесей

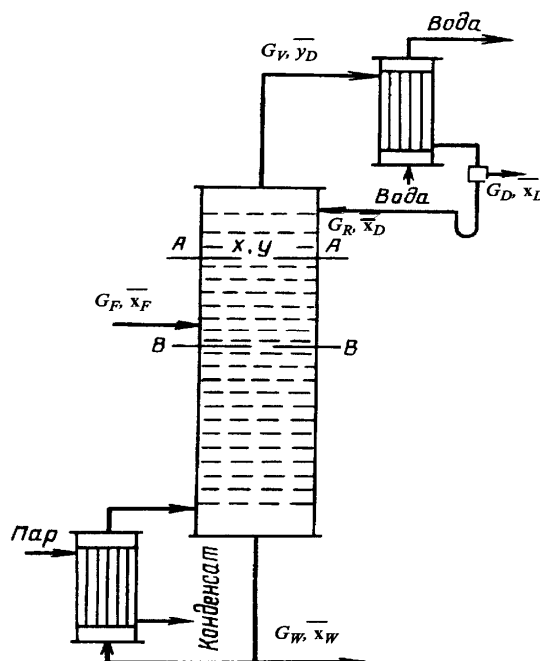


Рис.21 Схема материальных потоков
непрерывной ректификационной колонны

1 - колонна ректификационная; 2 - дефлегматор; 3 - кипятильник кубового остатка, где \underline{G}_F , \underline{G}_D , \underline{G}_W – расход исходной смеси, дистиллята, кубового остатка, кг/с; $\underline{x}_F, \underline{x}_D, \underline{x}_W$ – концентрация низкокипящего компонента (НКК) в исходной смеси, дистилляте, в кубовом остатке; \bar{x}, \bar{y} – концентрация НКК в жидкой и паро-вой фазах на тарелке питания; \underline{G}_V – расход пара, поступающего сверху колонны на дефлегматор, кг/с; \underline{G}_R – расход флегмы, кг/с.

$$\begin{cases} \underline{G}_F = \underline{G}_D + \underline{G}_W & (1) \\ \underline{G}_F \underline{x}_F = \underline{G}_D \underline{x}_D + \underline{G}_W \underline{x}_W & (2) \end{cases} \quad (4.1.5., с.319)$$

(1) – материальный баланс по всему количеству вещества; (2) – материальный баланс по низкокипящему компоненту (НКК).

Уравнения рабочих линий - характеризуют закономерности изменения концентраций x и y по высоте колонны в рабочем диапазоне их изменений.

Уравнение рабочей линии для укрепляющей части колонны:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} \quad (4.1.5., с.320)$$

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1} \cdot x_w \quad (4.1.5., с.320)$$

где R – флегмовое число, это отношение расхода флегмы G_R к расходу

$$R = \frac{G_R}{G_D};$$

дистиллята G_D ,

$$F = \frac{G_F}{G_D}$$

- относительный мольный расход питания (на 1 кмоль дистиллята).

Построение у-х диаграммы (изобара равновесных концентраций)

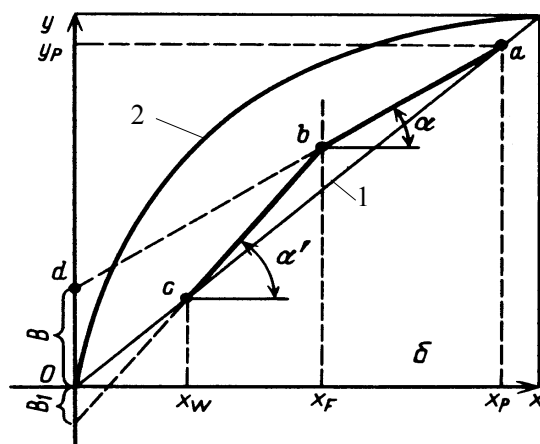


Рис.22 Диаграмма у-х для непрерывной ректификации

1 - диагональ равновесия 1, вспомогательная линия, делит диаграмму у-х на две равные части (под углом 45° к осям); 2 - кривая равновесия; ab - рабочая линия для укрепляющей части колонны. bc – рабочая линия для исчерпывающей части колонны.

Методика построения диаграммы у-х:

1. По оси абсцисс откладывают заданные величины концентраций x_W , x_F , x_D .
2. От точек x_W и x_D поднимают перпендикуляр до диагонали равновесия, определяют точки с и а.
3. На оси ординат откладывают значение B и определяют точку d.

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

$$B = \frac{x_D}{R+1}$$

4. Соединяют точки а и d.
5. От точки x_F проводят перпендикуляр до линии ad, определяют точку b.
6. Соединяют точки b и с.

Минимальное флегмовое число

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (4.1.5.,с.321)$$

Рабочее (действительное) число флегмы R

$$R = 1,3 \cdot R_{\min} + 0,3 \quad (4.1.5.,с.321)$$

6.3.1 Задания для контрольной работы по теме «Массообменные процессы»

Задание 40. Рассчитать диаметр и высоту насадки абсорбера для улавливания из воздуха компонента *A* поглотителем *B*. Расход газовой смеси в рабочих условиях V (м³/ч) с концентрацией компонента \bar{C}_{yn} (% , объемн.), степень улавливания составляет C_n (%). Концентрация компонента *A* в поглотителе *B* на входе в абсорбер $X_n = 0$ [кмоль *A*/ кмоль *B*], а на выходе составляет φ % от максимально возможной в данных условиях, т.е. от равновесной с входящим газом. Уравнение линии равновесия имеет вид $Y^* = f(X)$, где Y [кмоль *A*/кмоль воздуха], X [кмоль *A*/кмоль *B*]. Скорость газа в абсорбере w м/с, коэффициент смоченности насадки $\psi = 0,88$. В качестве насадки используются кольца Рашига размером 25 x 25 x 3мм, давление в колонне P МПа и температура 20°С. Средний коэффициент массопередачи K_y

(кг *A*/ (м² с ^{кг} · инертного · газа) , (табл.43).

Таблица 43

Вариант	A	B	V м ³ /ч	\bar{C}_{yn} %	C_n %	φ %	$Y^* = f(X)$	w , м/с	K_y	P МПа
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	Аммиак	Вода	1400	6	80	60	$Y^* = 1,8X$	0,2	0,5	0,12
2			1600	7	90	65		0,3	0,6	0,14
3			1800	8	85	70	$Y^* = 1,2X$	0,4	0,5	0,16
4			2000	5	82	64		0,5	0,7	0,12
5			2200	7	84	66		0,6	0,65	0,14
6			2400	6	86	70		0,7	0,35	0,22
7	Ацетон	Вода	4000	5,6	96	60	$Y^* = 1,6X$	0,90	0,7	0,10
8			4500	7,8	94	65		0,82	0,8	0,12
9			5000	9,6	95	70		0,74	0,9	0,14
10			5500	6,5	92	64		0,65	0,88	0,12
11			5600	8,2	88	66		0,55	0,86	0,14
12			5800	8,4	86	70		0,65	0,84	0,12
13	Дву окись углерода	Вода	3000	30	86	60	$Y^* = 1,5X$	0,1	0,52	0,22
14			4000	32	84	65		0,2	0,65	0,18
15			4500	28	85	70		0,4	0,55	0,16
16			4800	26	82	64	$Y^* = 1,7X$	0,3	0,72	0,2
17			5000	28	84	66		0,4	0,65	0,22
18			5400	30	86	70		0,5	0,35	0,16
19	Этило вый спирт	Вода	2800	4	80	60	$Y^* = 1,43X$	0,1	0,52	0,2
20			2700	6	82	65		0,2	0,65	0,4
21			3000	8	83	70	$Y^* = 1,6X$	0,4	0,55	0,6
22			3200	5	84	64		0,3	0,72	0,8
23			3400	4	84	66		0,4	0,65	0,15
24			3600	6	86	70		0,5	0,35	0,14
25			5800	8,4	86	70		0,65	0,84	0,12

26	Дву окись серы	Вода	6000	5	87	68	Y*=1,76X	0,7	0,8	0,13
27			5600	6	88	70		0,8	0,65	0,14
28			4600	5,5	89	66		0,62	0,65	0,16
29			3400	6,2	90	65		0,65	0,50	0,125
30			32-00	6,4	87	68		0,58	0,72	0,13

Задание 41. В ректификационную колонну непрерывного действия с колпачковыми тарелками подается G_F (кг/ч) исходной смеси с начальной концентрацией легколетучего компонента \bar{x}_F (% масс.).

Содержание легколетучего компонента в дистилляте \bar{X}_D (% масс.), в кубовом остатке \bar{x}_W (% масс.). Давление в колонне атмосферное. Рассчитать диаметр и высоту ректификационной колонны

Таблица 44

Вариант	Смесь	G_F кг/ч	\bar{X}_F %	\bar{X}_D %	\bar{x}_W %	Вариант	Смесь	G_F кг/ч	\bar{X}_F %	\bar{X}_D %	\bar{x}_W %
1	Ацетон-бензол	3000	38	92	4	17	Метиловый спирт-вода	3500	40	92	6
2		1500	40	90	4	18		2000	38	94	4
3		2500	39	96	4	19		2500	36	92	6
4		3200	42	93	5	20		2600	37	93	4
5		3400	40	94	6	21		2700	39	94	3
6		3600	31	95	4	22		2800	38	92	5
7	Ацетон-вода	3500	38	84	5	23	Бензол-толуол	3000	38	82	5
8		4500	36	78	6	24		6000	32	80	6
9		5500	40	83	4	25		7000	36	82	4
10		6500	32	81	3	26		8000	38	84	5
11	Уксусная кислота – вода	9000	30	96	6	27	Ацетон-вода	9000	40	96	6
12		8000	35	98	5	28		6500	36	95	4
13		7000	32	94	4	29		6700	38	94	7
14		6000	38	88	3	30		9200	40	96	4
15	Метанол-этанол	5000	40	95	4	31	Хлороформ-бензол	9400	38	94	5
16		4000	36	96	5	22		9300	36	94	6

Задание 42. В ректификационную колонну непрерывного действия с колпачковыми тарелками подается G_F (кг/ч) исходной смеси с начальной концентрацией легколетучего компонента \bar{x}_F (% масс.). Содержание легколетучего компонента в дистилляте \bar{x}_D (% масс.), в кубовом остатке \bar{x}_W (% масс.). Давление в колонне атмосферное. Рассчитать диаметр и высоту ректификационной колонны (табл.45).

Таблица 45

Вариант	Смесь	G_F кг/ч	\bar{X}_F %	\bar{X}_D %	\bar{X}_W %	Вариант	Смесь	G_F кг/ч	\bar{X}_F %	\bar{X}_D %	\bar{X}_W %
1	Ацетон-бензол	3000	38	92	4	17	Метиловый спирт- вода	3500	40	92	6
2		1500	40	90	4	18		2000	38	94	4
3		2500	39	96	4	19		2500	36	92	6
4		3200	42	93	5	20		2600	37	93	4
5		3400	40	94	6	21		2700	39	94	3
6		3600	31	95	4	22		2800	38	92	5
7	Ацетон-вода	3500	38	84	5	23	Бензол-толуол	3000	38	82	5
8		4500	36	78	6	24		6000	32	80	6
9		5500	40	83	4	25		7000	36	82	4
10		6500	32	81	3	26		8000	38	84	5
11	Уксусная кислота – вода	9000	30	96	6	27	Ацетон-вода	9000	40	96	6
12		8000	35	98	5	28		6500	36	95	4
13		7000	32	94	4	29		6700	38	94	7
14	Метанол-этанол	6000	38	88	3	30	Хлороформ-бензол	9200	40	96	4
15		5000	40	95	4	31		9400	38	94	5
16		4000	36	96	5	22		9300	36	94	6

Задание 43. В ректификационную колонну непрерывного действия с клапанными тарелками подается G_F (кг/ч) исходной смеси с начальной концентрацией легколетучего компонента \bar{x}_F (% масс.). Содержание легколетучего компонента в дистилляте \bar{x}_D (% масс.), в кубовом остатке \bar{x}_W (% масс.). Давление в колонне атмосферное. Рассчитать диаметр и высоту ректификационной колонны (табл.46).

Таблица 46

Вариант	Смесь	G_F кг/ч	\bar{X}_F %	\bar{X}_D %	\bar{X}_W %	Вариант	Смесь	G_F кг/ч	\bar{X}_F %	\bar{X}_D %	\bar{X}_W %
1	Ацетон-бензол	3000	38	92	4	17	Метиловый спирт- вода	3500	40	92	6
2		1500	40	90	4	18		2000	38	94	4
3		2500	39	96	4	19		2500	36	92	6
4		3200	42	93	5	20		2600	37	93	4
5		3400	40	94	6	21		2700	39	94	3
6		3600	31	95	4	22		2800	38	92	5
7	Ацетон-вода	3500	38	84	5	23	Бензол-толуол	3000	38	82	5
8		4500	36	78	6	24		6000	32	80	6
9		5500	40	83	4	25		7000	36	82	4
10		6500	32	81	3	26		8000	38	84	5
11	Уксусная кислота – вода	9000	30	96	6	27	Ацетон-вода	9000	40	96	6
12		8000	35	98	5	28		6500	36	95	4
13		7000	32	94	4	29		6700	38	94	7
14	Метанол-этанол	6000	38	88	3	30	Хлороформ-бензол	9200	40	96	4
15		5000	40	95	4	31		9400	38	94	5
16		4000	36	96	5	22		9300	36	94	6

7. Вопросы для подготовки к экзаменам по теме: «Гидромеханические, тепловые и массообменные процессы»

1. Перемешивание. Методы перемешивания. Механические мешалки, для жидких и газожидкостных сред.
2. Барботажное перемешивание, перемешивание в потоке неподвижными турбулизаторами. Циркуляционное перемешивание.
3. Псевдооживление, его значение в химико-технологических производствах. Параметры зернистого слоя: порозность, гидравлическое сопротивление псевдооживленного слоя, удельная поверхность, свободный объем, насыпная плотность.
4. Гидродинамическая характеристика процесса псевдооживления. Кривая псевдооживления. Критическая скорость, скорость уноса.
5. Классификация жидких неоднородных систем. Методы их разделения.
6. Дифференциальное уравнение осаждения под действием силы тяжести.
7. Гравитационное осаждение. Схема работы отстойников.
8. Осаждение в поле центробежной силы. Дифференциальное уравнение движения частиц под действием центробежной силы.
9. Циклонный процесс. Принцип работы циклонов. Циклоны типа ЦН.
10. Осадительное и фильтрующее центрифугирование. Принцип работы осадительных и фильтрующих центрифуг. Фильтрующая центрифуга с гравитационной выгрузкой осадка. Автоматическая фильтрующая центрифуга с ножевым съемом осадка.
11. Разделение газозвесей в электрическом поле. Закономерности осаждения в электрическом поле. Принцип работы трубчатого электрофильтра.
12. Фильтрование. Общие сведения и определения.
13. Классификация фильтров. Схема работы фильтров: рукавный фильтр, барабанный и ленточные вакуум – фильтры.
14. Тепловые процессы. Общие сведения. Тепловой поток, основное уравнение теплопередачи, коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи, средний температурный напор.
15. Рекуперативные теплообменные аппараты. Конструкции и принцип работы кожухотрубчатых теплообменников «жесткой» конструкции: одно-, двух-, четырехходовые.
16. Конструкции и принцип работы кожухотрубчатых теплообменников «нежесткой» конструкции с компенсаторами температурных удлинений: с линзовым компенсатором, с плавающей головкой, с U – образными трубами.
17. Рекуперативные теплообменные аппараты. Аппарат с рубашкой, теплообменник типа «труба в трубе»; змеевиковые, спиральные, оросительные, пластинчатые, с ребристыми поверхностями теплообмена.
18. Нагревающие агенты. Способы нагревания. Охлаждающие агенты. Способы охлаждения.
19. Методика расчета теплообменных аппаратов.
20. Выпаривание. Основные понятия: первичный и вторичный пар, простое выпаривание, многократное выпаривание, температурная,

гидростатическая, гидравлическая депрессия. Общая и полезная разность температур.

21. Материальный и тепловой балансы выпаривания.

22. Выпарные аппараты с естественной и принудительной циркуляцией раствора, пленочные выпарные аппараты.

23. Многокорпусные выпарные установки прямоточные и противоточные.

24. Массообменные процессы и их общая классификация. Общие сведения о процессах абсорбции, адсорбции, экстракции, ректификации, сушки.

25. Способы выражения состава фаз: мольные, массовые, относительно мольные, относительно массовые, объемные мольные, объемные массовые концентрации. Пересчет состава фаз. Состояние равновесия при массообмене.

26. Материальный баланс массообменных процессов. Уравнение рабочей линии. Диаграмма $Y-X$. Движущая сила, средняя движущая сила массообменных процессов.

27. Основное уравнение массопередачи. Коэффициент массопередачи. Выражение коэффициента массопередачи через коэффициенты массоотдачи.

28. Закон молекулярной диффузии. Первый закон Фика. Коэффициент диффузии. Дифференциальное уравнение молекулярной диффузии (второй закон Фика).

29. Закон массоотдачи Шукарева. Дифференциальное уравнение конвективного переноса массы. Закон массопроводности.

30. Абсорбция. Основные понятия. Сущность химической и физической абсорбции. Материальный и тепловой балансы абсорбции. Степень поглощения. Минимальный и оптимальный расход абсорбента.

31. Равновесие в процессах абсорбции. Закон Генри, закон Рауля.

32. Аппаратурное оформление процессов абсорбции: трубчатый пленочный абсорбер, насадочный абсорбер, барботажный абсорбер.

33. Насадочные тела: хордовая насадка, кольцевая насадка, фасонная насадка и др.

34. Типы тарелок: ситчатые, колпачковые, клапанные.

35. Гидродинамика насадочных и тарельчатых колонн.

36. Методика расчета основных размеров насадочного и тарельчатого абсорберов.

37. Разделение жидких смесей путем однократного испарения: простая перегонка, перегонка с дефлегмацией, перегонка с водяным паром, молекулярная дистилляция.

38. Ректификация. Схемы периодической и непрерывной ректификации для бинарной смеси. Фазовое равновесие в системе жидкость – пар для бинарных смесей.

39. Материальный и тепловой балансы ректификации. Уравнение рабочих линий для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.

40. Фазовые диаграммы для ректификации ($Y-X$, $t-X$, Y диаграммы). Методика построения рабочих линий на диаграмме $Y-X$.

41. Флегмовое число. Минимальное и рабочее флегмовое число.

42. Разделение 3-х компонентных смесей. Сущность азеотропной и экстрактивной ректификации. Схемы процессов.
43. Расчет насадочной и тарельчатой ректификационной колонны.
44. Аппаратурное оформление процессов ректификации.
45. Экстракция. Сущность процесса. Область применения. Основные понятия и определения.
46. Экстракционная аппаратура: распылительный экстрактор, насадочный экстрактор, тарельчатый экстрактор, роторно-дисковый экстрактор.
47. Адсорбция. Теория процесса и его применение в химической технологии. Промышленные адсорбенты.
48. Основные виды адсорберов. Адсорберы с неподвижными и с движущимися слоями адсорбента, с псевдооживленным адсорбентом.
49. Сушка. Область применения. Равновесие в процессах сушки. Статика и кинетика сушки.
50. Материальный и тепловой баланс сушки.
51. Основные параметры влажного воздуха: влагосодержание, энтальпия, относительная влажность и т.д. Виды связи влаги с материалом.
52. Диаграмма влажного воздуха, изображение на ней процессов сушки.
53. Основные виды сушильного оборудования: вальцовая сушилка, ленточная сушилка, распылительная сушилка, сушилка с псевдооживленным слоем высушиваемого зернистого материала.
54. Специальные виды сушки. Терморadiационные, высокочастотные, сублимационные сушилки.

Информационно методическое обеспечение

Основная литература

4.1.1. Гельперин, Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах. – М.: Химия, 1981. – 812 с., ил. (серия «Процессы и аппараты химической технологии»)

4.1.2. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть I. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. М.: Химия, 1995. – 400 с.: ил.

4.1.3. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть II. Массообменные процессы и аппараты. М.: Химия, 1995. – 368 с.: ил.

4.1.4. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А. Г. Касаткин. 10-е изд. Стереотипное. Перепечатка с издания 1973 г. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2008. – 576 с.

4.1.5. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А. А. Носков. Под ред. чл. корр. АН СССР П.Г. Романкова. 13-е изд. Стереотипное. Перепечатка с издания 1987 г. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2006. – 576 с.

4.1.6. Примеры расчетов по гидравлике: учеб. пособие для вузов / А.Д. Альтшуль, В.И. Калицун, Ф.Г. Майрановский, П.П. Пальгунов. Под ред. А.Д. Альтшуля. – М.: Стройиздат. 1977. 255 с.

4.1.7. Рабинович Е.З. Гидравлика: учебное пособие для вузов. / Е.З. Рабинович. – М.: Недра, 1980 – 278 с.

4.1.8. Сборник задач по машиностроительной гидравлике: учеб. пособие для машиностроительных вузов / Д.А. Бутаев, З.А. Калмыкова, Л.Г. Подвидз и др.; Под ред. И.И. Куколевского, Л.Г. Подвидза. – 5-е изд., стереотипное. – М.: Изд-во МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2002. – 448 с. ил.

4.1.9. Ухин Б.В. Гидравлика: Учебник. / Б.В. Ухин, А.А. Гусев – М.: ИНФРА-М, 2008. – 432 с. – (Среднее профессиональное образование).

Дополнительная литература

4.2.1. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа: Учеб. вузов. / Л.Г. Лойцянский, – 7-е изд., испр. – М.: Дрофа, 2003. – 840 с.

4.2.1. Плановский, А.Н., Николаев, П.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1987. – 496 с.

4.2.2. Плановский, А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. . Процессы и аппараты химической технологии: М.: Издательство «Химия», 1968 г. – 848 с. 3 Л.Г. табл. – (Классика отечественной науки)

4.2.3. Ямалиева, Л.Г., Ямалиев, А.М. Процессы и аппараты химической технологии: Учебное пособие. – Нижнекамск: Изд-во НМИ, 2009. – 278 с.

4.3. Учебно-методическая литература

4.3.1. Лабораторно практические работы по курсу «Процессы и аппараты химической технологии». Методические указания / Казан, гос. технол. ун-т.; Сост.: М.Г.Гарипов, Н.И.Савельев, А.А.Сагдеев. Казань, 1994, 28 с.

4.3.2. Массообменные процессы. Методическое руководство / Казан, гос. тех-нол. ун-т.; Сост.: М.Г.Гарипов, Т.Г. Хабирова, Казань, 1999, 44 с.

4.3.3. Процессы и аппараты химической технологии. Методические указания к лабораторному практикуму. Часть 1 /сост. М.Г.Гарипов и др. Казань, 2005.-56 с.

4.3.4. Методическое пособие к лабораторной работе «Гидродинамика насадочной колонны».

Таблица выбора вариантов

Группа 1223

23.01.1.1	23.01.3.0	23.01.9.0	23.01.14.0	23.01.26.0	23.01.28.0
23.02.1.2	23.02.3.1	23.02.9.1	23.02.14.1	23.02.26.1	23.02.28.1
23.03.1.3	23.03.3.2	23.03.9.2	23.03.14.2	23.03.26.2	23.03.28.3
23.04.1.4	23.04.3.3	23.04.9.3	23.04.14.3	23.04.26.3	23.04.28.4
23.05.1.5	23.05.3.4	23.05.9.4	23.05.14.4	23.05.26.4	23.05.28.5
23.06.1.6	23.06.3.5	23.06.9.5	23.06.14.5	23.06.26.5	23.06.28.6
23.07.1.7	23.07.3.6	23.07.9.6	23.07.14.6	23.07.26.6	23.07.28.7
23.08.1.8	23.08.3.7	23.08.9.7	23.08.14.7	23.08.26.7	23.08.29.0
23.09.1.9	23.09.3.8	23.09.9.8	23.09.14.8	23.09.26.8	23.09.29.1
23.10.2.1	23.10.3.9	23.10.9.9	23.10.14.9	23.10.26.9	23.10.29.2
23.11.2.2.	23.11.4.0	23.11.10.0	23.11.15.0	23.11.27.0	23.11.29.3
23.12.2.3	23.12.4.1	23.12.10.1	23.12.15.1	23.12.27.1	23.12.29.4
23.13.2.4	23.13.4.2	23.13.10.2	23.13.15.2	23.13.27.2	23.13.29.5
23.14.2.5	23.14.4.3	23.14.10.3	23.14.15.3	23.14.27.3	23.14.29.6
23.15.2.6	23.15.4.4	23.15.10.4	23.15.15.4	23.15.27.4	23.15.31.0
23.16.2.7	23.16.4.5	23.16.10.5	23.16.15.5	23.16.27.5	23.16.31.1
23.17.2.8	23.17.4.6	23.17.10.6	23.17.15.6	23.17.27.6	23.17.31.2
23.18.2.9	23.18.4.7	23.18.10.7	23.18.15.7	23.18.27.7	23.18.32.0
23.19.3.1	23.19.4.8	23.19.10.8	23.19.15.8	23.19.27.8	23.19.33.0
23.20.3.2	23.20.4.9	23.20.10.9	23.20.15.9	23.20.27.9	23.20.33.1

Группа 1226

26.01.3.0	26.01.5.0	26.01.8.0	26.01.14.0	26.01.26.0	26.01.29.7
26.02.3.1	26.02.5.1	26.02.8.1	26.02.14.1	26.02.26.1	26.02.29.8
26.03.3.2	26.03.5.2	26.03.8.2	26.03.14.2	26.03.26.2	26.03.29.9
26.04.3.3	26.04.5.3	26.04.8.3	26.04.14.3	26.04.26.3	26.04.30.0
26.05.3.4	26.05.5.4	26.05.8.4	26.05.14.4	26.05.26.4	26.05.30.1
26.06.3.5	26.06.5.5	26.06.8.5	26.06.14.5	26.06.26.5	26.06.30.3
26.07.3.6	26.07.5.6	26.07.8.6	26.07.14.6	26.07.26.6	26.07.31.3
26.08.3.7	26.08.5.7	26.08.8.7	26.08.14.7	26.08.26.7	26.08.31.4
26.09.3.8	26.09.5.8	26.09.8.8	26.09.14.8	26.09.26.8	26.09.31.5
26.10.3.9	26.10.5.9	26.10.8.9	26.10.14.9	26.10.26.9	26.10.31.6
26.11.4.0	26.11.6.0	26.11.11.0	26.11.15.0	26.11.27.0	26.11.32.1
26.12.4.1	26.12.6.1	26.12.16.1	26.12.15.1	26.12.27.1	26.12.32.2
26.13.4.2	26.13.6.2	26.13.16.2	26.13.15.2	26.13.27.2	26.13.32.3
26.14.4.3	26.14.6.3	26.14.16.3	26.14.15.3	26.14.27.3	26.14.32.4
26.15.4.4	26.15.6.4	26.15.16.4	26.15.15.4	26.15.27.4	26.15.33.2
26.16.4.5	26.16.6.5	26.16.16.5	26.16.15.5	26.16.27.5	26.16.33.3
26.17.4.6	26.17.6.6	26.17.16.6	26.17.15.6	26.17.27.6	26.17.33.4
26.18.4.7	26.18.6.7	26.18.16.7	26.18.15.7	26.18.27.7	26.18.33.5
26.19.4.8	26.19.6.8	26.19.16.8	26.19.15.8	26.19.27.8	26.19.33.6
26.20.4.9	26.20.6.9	26.20.16.9	26.20.15.9	26.20.27.9	26.20.33.7

Группа 1224

24.01.1.1	24.01.7.0	24.01.9.0	24.01.20.0	24.01.26.0	24.01.30.1
24.02.1.2	24.02.7.1	24.02.9.1	24.02.20.1	24.02.26.1	24.02.30.2
24.03.1.3	24.03.7.2	24.03.9.2	24.03.20.2	24.03.26.2	24.03.30.3
24.04.1.4	24.04.7.3	24.04.9.3	24.04.20.3	24.04.26.3	24.04.30.4
24.05.1.5	24.05.7.4	24.05.9.4	24.05.20.4	24.05.26.4	24.05.31.7
24.06.1.6	24.06.7.5	24.06.9.5	24.06.22.0	24.06.26.5	24.06.31.8
24.07.1.7	24.07.7.6	24.07.9.6	24.07.22.1	24.07.26.6	24.07.32.5
24.08.1.8	24.08.7.7	24.08.9.7	24.08.22.2	24.08.26.7	24.08.32.6
24.09.1.9	24.09.7.8	24.09.9.8	24.09.22.3	24.09.26.8	24.09.33.8
23.10.2.1	24.10.7.9	24.10.9.9	24.10.22.4	24.10.26.9	24.10.33.9

Группа 1228

28.01.2.2	28.01.4.2	28.01.17.0	28.01.19.0	28.01.27.2	28.01.30.5
28.02.2.3	28.02.4.3	28.02.17.3	28.02.19.1	28.02.27.3	28.02.30.6
28.03.2.4	26.03.4.4	28.03.17.4	28.03.19.3	28.03.27.4	28.03.30.7
28.04.2.5	28.04.4.5	28.04.17.5	28.04.19.5	28.04.27.5	28.04.31.9
28.05.2.6	28.05.4.6	28.05.17.6	28.05.19.6	28.05.27.6	28.05.32.7
28.06.2.7	28.06.4.7	28.06.18.0	28.06.19.7	28.06.27.7	28.06.32.8
28.07.2.8	28.07.4.8	28.07.18.1	28.07.19.8	28.07.27.8	28.07.33.1
28.08.2.9	28.08.4.9	28.08.18.9	28.08.19.9	28.08.27.9	28.08.33.2

Учебное издание

Ямалиева Лира Галимовна,
кандидат педагогических наук, доцент

Ямалиев Булат Ахметгареевич

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

**МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
К ВЫПОЛНЕНИЮ КОНТРОЛЬНЫХ ЗАДАНИЙ
ДЛЯ СТУДЕНТОВ ЗАОЧНОЙ ФОРМЫ ОБУЧЕНИЯ**

Корректор Белова И.М.
Худ. редактор Федорова Л.Г.

Сдано в набор 27.11.2014.
Подписано в печать 03.12.2014.
Бумага писчая. Гарнитура Таймс.
Усл. печ. л. 4,6. Тираж 100 экз.
Заказ №16.

НХТИ (филиал) ФГБОУ ВПО «КНИТУ»,
г. Нижнекамск, 423570, ул. 30 лет Победы, д. 5а.