

**Министерство образования и науки России
Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего профессионального образования
«Казанский национальный исследовательский
технологический университет»**

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

**Методические указания
к самостоятельной работе**

2014

Министерство образования и науки России
Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего профессионального образования
«Казанский национальный исследовательский
технологический университет»

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Методические указания
к самостоятельной работе

Казань
Издательство КНИТУ
2014

УДК 66.02
ББК 35.11я7

Составители: доц. Н.И. Еникеева,
 доц. Н.Б. Сосновская,
 доц. А.Ш. Бикбулатов,
 доц. В.В. Бронская,
 доц. Л.Р. Минибаева

Процессы и аппараты химической технологии : методические указания к самостоятельно работе / сост. : Н. И. Еникеева [и др.]; М-во образ. и науки России, Казан. нац. исслед. технол. ун-т. – Казань : Изд-во КНИТУ, 2014. – 72 с.

Включают в себя темы теоретического материала и лабораторных работ, а также контрольные задания и вопросы по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии». Предназначены для самостоятельной работы студентов заочной формы обучения по всем направлениям подготовки, изучающих дисциплину ПАХТ.

Подготовлены на кафедре «Процессы и аппараты химической технологии».

Печатаются по решению методической комиссии ИХиНМ по циклу профессиональных дисциплин

Рецензенты: проф. А.М. Гумеров
 ст. преп. С.Ф. Дебердеева

ПРЕДМЕТ, ЗНАЧЕНИЕ И ЗАДАЧИ ДИСЦИПЛИНЫ

Технология производства разнообразных химических продуктов и материалов включает ряд однотипных физических и физико-химических процессов, характеризующихся общими закономерностями. Эти процессы в различных производствах проводятся в аналогичных по принципу действия аппаратах. Процессы и аппараты, общие для различных отраслей химической промышленности, получили название основных процессов и аппаратов химической технологии.

Дисциплина «Процессы и аппараты химической технологии» (ПАХТ) состоит из двух частей:

- теоретические основы химической технологии;
- типовые процессы и аппараты химической технологии.

В первой части излагаются общие теоретические закономерности типовых процессов; основы методологии решения теоретических и прикладных задач; анализ механизмов переноса и выявление общих закономерностей их протекания; формулируются обобщенные методы физического и математического моделирования и расчета процессов и аппаратов.

Вторая часть состоит из трех основных разделов, содержание которых раскрывает прикладные инженерные вопросы основ химической технологии:

- гидромеханические процессы и аппараты;
- тепловые процессы и аппараты;
- массообменные процессы и аппараты.

В этих разделах даются теоретические обоснования каждого типового технологического процесса, рассматриваются основные конструкции аппаратов и методика их расчета. Лекции, лабораторные и практические занятия, курсовое проектирование, самостоятельная работа студентов и общеинженерная производственная практика обеспечивают приобретение компетенций, необходимых как для дальнейшего обучения, так и для работы на производстве.

Основная задача изучения дисциплины: выявление общих закономерностей процессов переноса и сохранения различных субстанций; освоение методов расчета технологических процессов и аппаратов для их проведения; ознакомление с конструкциями аппаратов и машин, их характеристиками.

1. Цели освоения дисциплины

Целями освоения дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» являются:

- а) формирование знаний о теоретических основах процессов химической технологии и конструкциях аппаратов для их проведения,
- б) обучение технологии получения конечного результата – выбора оптимальных режимных параметров протекающих процессов и расчета основных размеров соответствующих аппаратов,
- в) обучение способам применения полученных знаний для решения практических задач,
- г) раскрытие сущности процессов, происходящих в промышленных аппаратах.

2. Место дисциплины в структуре ООП ВПО

Дисциплина «Процессы и аппараты химической технологии» относится к циклу профессиональных дисциплин и формирует набор специальных знаний и компетенций, необходимых для выполнения научно-исследовательской и инновационной, научно-педагогической, производственно-технологической, эксплуатационно-сервисном обслуживании, организационно-управленческой, консультационно-экспертной, проектно-конструкторской и проектно-технологической профессиональной деятельности. Для успешного освоения дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» обучающийся должен освоить материал предшествующих дисциплин:

- а) математика,
- б) информатика,
- в) физика,
- г) общая и неорганическая химия,
- д) физическая химия,
- е) техническая термодинамика и теплотехника.

Дисциплина «Процессы и аппараты химической технологии» является предшествующей и необходима для успешного усвоения последующих дисциплин:

- а) общая химическая технология,
- б) химические реакторы,
- в) моделирование химико-технологических процессов,
- г) системы управления химико-технологическими процессами.

Знания, полученные при изучении дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» могут быть использованы при прохождении производственной, преддипломной практик и выполнении выпускных квалификационных работ.

3. Компетенции обучающегося, формируемые в результате освоения дисциплины

Обучающийся должен обладать следующими компетенциями:

1) понимать роль охраны окружающей среды и рационального природопользования для развития и сохранения цивилизации;

2) использовать основные законы естественнонаучных дисциплин в профессиональной деятельности, применять методы математического анализа и моделирования, теоретического и экспериментального исследования;

3) составлять математические модели типовых профессиональных задач, находить способы их решений и интерпретировать профессиональный (физический) смысл полученного математического результата;

4) применять аналитические и численные методы решения поставленных задач, использовать современные информационные технологии, проводить обработку информации с использованием прикладных программ деловой сферы деятельности; использовать сетевые компьютерные технологии и базы данных в своей предметной области, пакеты прикладных программ для расчета технологических параметров оборудования;

5) обосновывать принятие конкретного технического решения при разработке технологических процессов; выбирать технические средства и технологии с учетом экологических последствий их применения;

6) анализировать техническую документацию, подбирать оборудование, готовить заявки на приобретение и ремонт оборудования;

7) планировать и проводить физические и химические эксперименты, проводить обработку их результатов и оценивать погрешности, математически моделировать физические и химические процессы и явления, выдвигать гипотезы и устанавливать границы их применения;

8) способность использовать знание свойств химических элементов, соединений и материалов на их основе для решения задач профессиональной деятельности.

ПРОГРАММА ДИСЦИПЛИНЫ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Тема 1. Введение. Предмет, цели и задачи дисциплины. Классификация основных процессов химической технологии.

Теоретические основы курса

Тема 2. Механизм и уравнения переноса. Иерархия характерных масштабов; способы усреднения; молекулярный, конвективный и турбулентный механизмы переноса; условия макроскопического проявления и направление процессов переноса; выражения для потоков массы, энергии и импульса за счет различных механизмов.

Тема 3. Законы сохранения. Законы сохранения массы, импульса и энергии, их математическая запись в интегральной и локальной формах, анализ полученных уравнений, частные случаи (уравнения Навье-Стокса, Эйлера, Бернулли, Фурье-Кирхгофа, нестационарные уравнения Фурье, Фика); исчерпывающее описание процессов переноса, условия однозначности; поля скорости, давления, температуры, концентраций; понятие о пограничных слоях; аналогия процессов переноса.

Тема 4. Моделирование. Цели, основные понятия и этапы математического и физического моделирования, теория подобия, проблема масштабного перехода; структура потоков в аппаратах, ее основные характеристики и модели, моделирование структуры потоков с помощью перечисленных методов моделирования.

Тема 5. Межфазный перенос субстанций. Вывод уравнений массо-, тепло- и импульсоотдачи в локальной и интегральной формах, подобие соответствующих процессов; определение коэффициентов массо-, тепло- и импульсоотдачи, аналогия процессов массо-, тепло- и импульсоотдачи; уравнения массо-, тепло- и импульсопередачи, определение соответствующих коэффициентов.

Гидромеханические ПАХТ

Тема 6. Гидромеханика. Гидростатика: абсолютный и относительный покой, поле давления и поверхности равного давления, основное уравнение гидростатики. Гидродинамика: характеристики движения сред (поток и его геометрические элементы, установившее-

ся, равномерное и неравномерное, напорное и безнапорное течение; идеальная и реальная жидкость, виды напора, гидравлическое сопротивление, потерянные напор и давление, коэффициенты гидравлического сопротивления и трения). Решение уравнений движения и неразрывности для стабилизированного течения в цилиндрической трубе при ламинарном и турбулентном режимах, пленочного течения жидкости при ламинарном и турбулентном режимах (поля скорости, потока импульса, давления). Движение пленки жидкости, взаимодействующей с газовым потоком. Физическое моделирование импульсообмена (истечение жидкости из отверстий, обтекание твердых тел, образование и движение газовых пузырей и капель, массовый барботаж, движение через слои зернистых материалов и насадок, псевдооживленные слои, пневмо- и гидротранспорт). Расчет гидравлического сопротивления аппаратов и оптимизация движения в них. Движение неньютоновских жидкостей.

Тема 7. Перемещение жидкостей, сжатие и перемещение газов. Классификация насосов и их основные характеристики. Динамические насосы: центробежные, осевые, вихревые, струйные, газлифты; объемные насосы: поршневые, диафрагмовые, шестеренные, пластинчатые, винтовые, Монтежу. Сравнительный анализ работы насосов различных типов. Классификация компрессорных машин и их основные характеристики. Термодинамические основы процесса сжатия. Объемные компрессоры: поршневые, пластинчатые, водокольцевые, с двумя вращающимися поршнями; динамические компрессоры: центробежные, осевые. Сравнительный анализ работы компрессорных машин.

Тема 8. Разделение неоднородных систем. Неоднородные системы и методы их разделения. Отстаивание, конструкции отстойников, схема их расчета. Осаждение под действием центробежных сил. Циклоны, их конструкции и расчет. Осадительные центрифуги, их конструкции и расчет. Фильтрация суспензий: конструкции фильтров, фильтрующих центрифуг. Уравнения фильтрации. Расчет аппаратов для фильтрации. Очистка газов фильтрованием. Мокрая очистка газов, конструкции скрубберов. Очистка газов в электрическом поле, конструкции и расчет электроосадителей. Выбор аппаратов для разделения неоднородных систем.

Тема 9. Перемешивание в жидких средах. Суть, цели, эффективность и интенсивность перемешивания. Механическое перемешивание. Классификация и конструкции мешалок. Характер движения

жидкости в аппаратах с мешалками. Физическое моделирование аппаратов с мешалками. Определение мощности мешалки. Расчет мешалок. Пневматическое перемешивание. Другие способы перемешивания: в трубопроводах, с помощью смесителей, циркуляционное.

Механические ПАХТ*

Тема 10. Механические процессы. Измельчение твердых материалов. Расход энергии. Крупное, среднее и мелкое дробление. Тонкое и сверхтонкое измельчение. Классификация и сортировка. Смещение твердых сыпучих материалов.

Теплообменные ПАХТ

Тема 11. Теплообмен. Кондуктивный теплообмен в плоской и цилиндрической стенке, их термические сопротивления. Конвективный теплообмен: гидродинамический и тепловой пограничные слои (ламинарный и турбулентный) на плоской пластине; теплообмен в трубах, участки гидродинамической и тепловой стабилизации, стабилизированный теплообмен при ламинарном и турбулентном режимах течения; физическое моделирование конвективного теплообмена (теплообмен с телами сложной формы, влияние на теплообмен изменения теплофизических характеристик теплоносителя, теплообмен при изменении фазового состояния теплоносителя); теплообмен излучением; нестационарный теплообмен. Оптимизация и интенсификация теплообмена.

Тема 12. Промышленные способы передачи тепла. Виды теплоносителей. Классификация и конструкции теплообменников. Методика расчета теплообменника.

Тема 13. Выпаривание. Способы выпаривания. Классификация и конструкции выпарных аппаратов. Схемы многокорпусных выпарных установок. Материальный и тепловой балансы выпарной установки. Температурные потери. Способы распределения полезной разности температур по корпусам. Методика расчета многокорпусной выпарной установки.

Массообменные ПАХТ

Тема 14. Массообмен. Фазовые равновесия. Уравнения материального баланса, рабочих и равновесных линий. Модификации урав-

нений массопередачи: основное уравнение массопередачи, объемные коэффициенты массоотдачи и массопередачи, число и высота единиц переноса. Аналогия тепло- и массообмена. Упрощенные модели массоотдачи: пленочная, турбулентного диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича, проникания и обновления поверхности. Основы классификации и расчета массообменных аппаратов. Технологический расчет аппаратов с непрерывным контактом фаз. Специфика расчета аппаратов со ступенчатым контактом фаз, теоретические тарелки, эффективность по Мэрффри, аналитический и графический способы определения числа тарелок.

Тема 15. Абсорбция. Особенности равновесия и массопередачи в процессе абсорбции. Схемы процесса абсорбции. Минимальный и оптимальный расходы абсорбента. Десорбция. Устройство и принципы работы абсорберов.

Тема 16. Перегонка. Равновесие в двухкомпонентных парожидкостных системах. Простая перегонка (дистилляция): однократная, многократная, фракционная, с дефлегмацией. Непрерывная ректификация: схема установки, материальный баланс, рабочие линии, тепловой баланс, выбор флегмового числа, особенности расчета. Периодическая ректификация.

Тема 17. Экстракция. Способы бинарной экстракции. Одноступенчатая экстракция. Многоступенчатая перекрестная и противоточная экстракция. Непрерывная противоточная экстракция. Классификация и конструкции экстракторов.

Тема 18. Массообмен между (жидкостью газом или паром) и твердым телом.** Массоперенос во внешней фазе. Массоперенос в твердой фазе. Элементарные процессы массопереноса в пористых телах. Уравнение массопроводности. Дифференциальное уравнение массопроводности. Уравнение массопередачи для систем с участием твердого тела.

Тема 18. Сушка.** Общие сведения, виды сушки. Параметры влажного воздуха, диаграмма состояния, изображение процессов. Равновесие при сушке, формы связи влаги с материалом. Материальный и тепловой баланс, линия реальной сушки. Кинетика процесса. Классификация и конструкции сушилок.

Тема 19. Адсорбция.** Общие сведения. Равновесие при адсорбции. Кинетика процесса, схемы и стадии процесса адсорбции. Классификация и конструкции адсорберов. Ионнообмен.

Тема 20. Кристаллизация.** Общие сведения. Равновесие в системе кристалл – раствор. Кинетика процесса. Конструкции кристаллизаторов.

Тема 21. Мембранные процессы.** Общие сведения. Типы мембран. Механизм и кинетика мембранных процессов. Конструкции мембранных аппаратов.

Примечание. Раздел, отмеченный одной звездочкой (*), предназначен для изучения студентами направления 151000 – «Технологические машины и оборудование». Темы, отмеченные двумя звездочками (**), рассматриваются при изучении дисциплины студентами всех направлений, кроме направления 240100 – «Химическая технология».

ЛАБОРАТОРНЫЕ РАБОТЫ

№ п/п	Название лабораторных работ
1	Определение режима течения воды в цилиндрической трубе круглого сечения
2	Изучение структуры потоков в аппаратах и ее влияния на процесс теплопередачи, ч. 1
3	Измерение давления и вакуума в покоящейся жидкости
4	Экспериментальная демонстрация уравнения Бернулли
5	Измерение расхода воды с помощью диафрагмы
6	Определение потерь напора в запорных устройствах
7	Определение потерь напора в прямой цилиндрической трубе
8	Изучение гидравлики зернистого слоя
9	Испытание центробежного насоса
10	Определение скорости и расхода воды при истечении через отверстия и цилиндрический насадок
11	Изучение теплообмена в теплообменнике типа «труба в трубе»
12	Изучение структуры потоков в аппаратах и ее влияния на процесс теплопередачи, ч. 2
13	Изучение процесса дистилляции
14	Изучение гидродинамики насадочной колонны
15	Изучение гидродинамики тарельчатых колонн
16	Изучение процесса абсорбции
17	Изучение процесса ректификации
18	Изучение процесса сушки

Количество и конкретные названия лабораторных работ (таблица) устанавливается в соответствии с учебным планом ведущим лектором потока.

Цели лабораторного практикума заключаются в следующем:

1. Закрепление и углубление знаний по теории основных процессов химической технологии.
2. Приобретение и совершенствование навыков экспериментальных исследований. Освоение методов обработки опытных данных.
3. Изучение устройств, принципов действия, режимов работы аппаратов на примерах модельных установок.
4. Ознакомление с оборудованием и измерительными приборами, а также с организацией и методикой проведения экспериментов.

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

Цель выполнения курсового проекта – научиться рассчитывать и проектировать типовые аппараты химической технологии, оформлять проектную документацию, составлять технологические и функциональные схемы установок.

Курсовой проект по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» выполняется и оформляется в соответствии с требованиями ЕСКД на технический проект (ГОСТ–2.120–73) и состоит из пояснительной записки и графической части.

Пояснительная записка содержит технологический, конструктивный, гидравлический и механический расчеты аппарата /6/.

Графическая часть проекта включает в себя технологическую функциональную схему установки (формат А2 или А3), чертеж общего вида аппарата (формат А1) /6/.

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ КОНТРОЛЬНЫХ РАБОТ

Студенты заочной формы обучения выполняют контрольные работы, которые включают в себя решение заданий и ответы на контрольные вопросы. Прежде чем приступить к выполнению контрольной работы студент должен обязательно ознакомиться с теоретическими положениями по разделу дисциплины, соответствующему содержанию решаемого задания. В тех случаях, когда при решении заданий используются малоизвестные формулы, необходимо давать ссылку на соответствующий литературный источник. Ссылку необходимо также давать при использовании данных по теплофизическим свойствам (вязкости, плотности, теплоемкости и т.п.).

С целью выработки навыков для выполнения заданий по данному разделу дисциплины, перед выполнением каждой контрольной работы необходимо решить рекомендованные примеры на соответствующую тему по книге /3/. Ниже в перечне тем заданий будут рекомендованы примеры и их решения, которые могут быть использованы при выполнении контрольных работ.

Отчёты по контрольным работам выполняются на листах бумаги формата А4 или в тетрадях (с полями: левая сторона – 2 см, правая сторона – 2,5 см).

Ответы на вопросы должны быть конкретными, исчерпывающими и при необходимости сопровождаться схемами или рисунками.

При выполнении задания нельзя сокращать слова кроме общепринятых. Задания должны быть датированы и подписаны студентом. Задания зачитываются, если они не содержат ошибок принципиального характера. Каждая выполненная контрольная работа подлежит защите.

При возникновении вопросов при выполнении заданий студент может получить консультацию у преподавателя в соответствии с расписанием проведения таких консультаций на кафедре либо получить помощь дистанционно, связавшись с преподавателем по электронной почте или через «личный кабинет» преподавателя. Студент должен предоставлять для проверки преподавателем этапы выполнения заданий с целью своевременного выявления ошибок в соответствии с графиком, вывешиваемом на стенде кафедры либо высылать результаты по электронной почте преподавателю. Представлять для проверки в соответствии графиком.

Для удобства выполнения контрольных работ весь объем материала дисциплины, по которому решаются задания и даются ответы на вопросы, подразделен на темы:

Тема 1. «Гидромеханические процессы. Разделение неоднородных систем. Перемешивание в жидких средах». Задания 1–10, вопросы 1–20 (таблица 1). Рассмотреть примеры 3.4; 3.8; 3.10; 3.18; 3.22 в /3/.

Примеры расчета пылеосадительной камеры полочного типа и осадительной центрифуги с ножевым съёмом осадка типа АОГ приведены в /3/.

Тема 2. «Гидромеханические процессы. Перемещение жидкостей, сжатие и перемещение газов». Задания 11–20, вопросы 21–40 (таблица 2). Рассмотреть примеры 2.1; 2.4; 2.11 в /3/.

Пример расчета насосной установки приведен в приложении 4, справочные материалы – в приложении 1 и в /3/.

Тема 3. «Теплопередача в химической аппаратуре. Нагревание, охлаждение, конденсация, выпаривание». Задания 21–40, вопросы 41–70 (таблица 3). Рассмотреть примеры 4.22; 4.25; 4.II; 4.IV в /3/.

Пример расчета теплообменника приведен в приложении 5, справочные материалы – в /3/.

Пример расчета выпарной установки приведен в /3/, справочные данные – в приложении 2.

Тема 4. «Основы массопередачи. Абсорбция. Перегонка и ректификация». Задания 41–60, вопросы 71–100 (таблица 4). В гл. 6. /3/ рассмотреть примеры 6.1; 6.3; 6.6; 6.8; 6.12; 6.14 в гл. 6; в гл.7. – примеры 7.5; 7.6; 7.10 /3/.

Пример расчета абсорбера приведен в приложении 6.

Пример расчета ректификационной колонны приведен в /3/. Справочные данные – в приложении 3.

Тема 5. «Сушка. Адсорбция». Задания 61–80, вопросы 101–130. (таблица 5). Рассмотреть примеры 9.1; 9.3; 9.4; 10.4; 10.16; 10.21; 10.24 в /3/.

Пример расчета конвективной сушилки барабанного типа приведен в приложении 7.

Пример расчета адсорбера приведен в /3/.

Номер варианта определяется последней цифрой шифра. Например, если шифр 31254, то выполняется 4 вариант.

Тема 1

Таблица 1

Вариант	№ задания	№ вопроса	
0	1	1	11
1	2	2	12
2	3	3	13
3	4	4	14
4	5	5	15
5	6	6	16
6	7	7	17
7	8	8	18
8	9	9	19
9	10	10	20

Тема 2

Таблица 2

Вариант	№ задания	№ вопроса	
0	11	21	31
1	12	22	32
2	13	23	33
3	14	24	34
4	15	25	35
5	16	26	36
6	17	27	37
7	18	28	38
8	19	29	39
9	20	30	40

Тема 3

Таблица 3

Вариант	№ задания		№ вопроса		
0	21	31	41	51	61
1	22	32	42	52	62
2	23	33	43	53	63
3	24	34	44	54	64
4	25	35	45	55	65
5	26	36	46	56	66
6	27	37	47	57	67
7	28	38	48	58	68
8	29	39	49	59	69
9	30	40	50	60	70

Тема 4

Таблица 4

Вариант	№ задания		№ вопроса		
0	41	51	71	81	91
1	42	52	72	82	92
2	43	53	73	83	93
3	44	54	74	54	94
4	45	55	75	85	95
5	46	56	76	86	96
6	47	57	77	87	97
7	48	58	78	88	98
8	49	59	79	89	99
9	50	60	80	90	100

Тема 5

Таблица 5

Вариант	№ задания		№ вопроса		
0	61	71	101	111	121
1	62	72	102	112	122
2	63	73	103	113	123
3	64	74	104	114	124
4	65	75	105	115	125
5	66	76	106	116	126
6	67	77	107	117	127
7	68	78	108	118	128
8	69	79	109	119	129
9	70	80	110	120	130

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАНИЯ

Тема 1. Гидромеханические процессы. Разделение неоднородных систем. Перемешивание в жидких средах

1–5. Определить число полок и высоту пылеосадительной камеры полочного типа, в которой происходит отстаивание частиц твердого тела из воздуха. Минимальный размер улавливаемых твердых частиц d , мкм. Средняя температура в камере T , К; давление атмосферное. Расход воздуха V , м³/с. Размеры камеры: длина L , м, ширина B , м. Расстояние между полками h , м.

Исходные данные приведены в таблице 6.

Пример решения приведен в /3/ – пример 3.6.

Таблица 6

№ задания	Наименование твердых частиц	V , м ³ /с	d , мкм	T , К	L , м	B , м	h , м
1	известняк	10	30	423	4	3	0,1
2	известняк	15	40	373	5	3,5	0,2
3	песок	20	50	323	6	4	0,3
4	кварц	50	100	303	4	3,5	0,4
5	кварц	60	150	293	6	3	0,5

6–10. Осадительная центрифуга с ножевым съёмом осадка типа АОГ диаметром D , м и длиной L , м ротора используется для разделения водной суспензии. Плотность твердых частиц ρ , кг/м³. Минимальный размер улавливаемых частиц d , мкм. Температура суспензии $t = 20^\circ\text{C}$. Внутренний диаметр вращения суспензии D_0 , м. Число оборотов центрифуги n , об/мин. Определить часовую производительность центрифуги. Отношение между временем центрифугирования и общим временем работы центрифуги $k = 0,8 - 0,9$.

Исходные данные приведены в таблице 7.

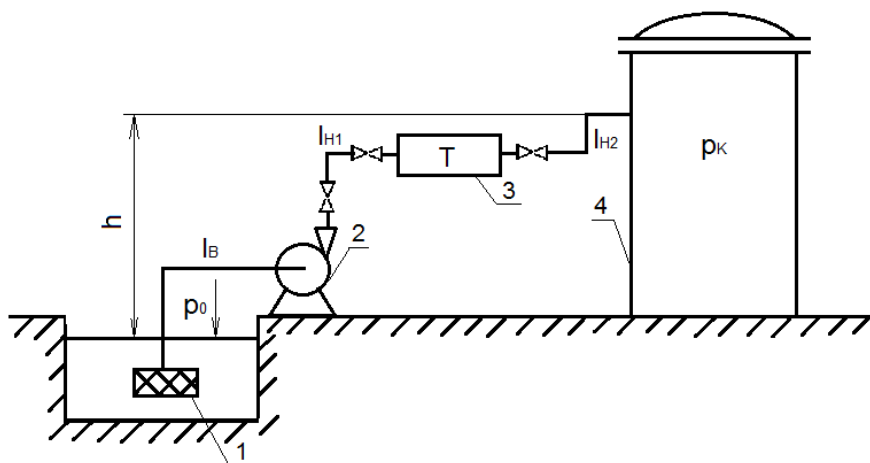
Пример решения приведен в /3/ – пример 3.23.

Таблица 7

№ задания	D, м	D ₀ , м	L, м	n, об/мин	ρ, кг/м ³	k	d, мкм
6	0,4	0,3	0,8	900	4500	0,8	4
7	0,6	0,4	0,7	800	4000	0,8	5
8	0,8	0,6	0,6	600	3500	0,9	6
9	1,0	0,7	0,5	500	3000	0,8	7
10	1,2	0,8	0,4	400	2500	0,9	8

Тема 2. Гидромеханические процессы. Перемещение жидкостей, сжатие и перемещение газов

11–20. Рассчитать трубопровод и подобрать центробежный насос для подачи жидкости с начальной температурой t при расходе Q из емкости в колонну. Коэффициент сопротивления теплообменника ξ_T . Разность уровней в сосудах h , давление в колонне p_k , в емкости p_0 , высота всасывания $h_{вс}$. Трубопровод состоит из трех участков, длина которых l_B , l_{H1} , l_{H2} (рисунок). Коэффициент сопротивления обратного клапана с сеткой принять равным 7,0.



К заданию 11–20: 1 – приемный (обратный) клапан с сеткой-фильтром; 2 – центробежный насос; 3 – теплообменник; 4 – колонна

Исходные данные приведены в таблицах 8 – 9.

Пример решения приведен в приложении 4, справочные данные – в приложении 1 и /3/.

Таблица 8

№ задания	Жидкость Ж	ρ_0 , мм.рт.ст.	h , м	$l_{вс}$, м	$l_{н1}$, м	$l_{н2}$, м	ξ_T	Материал трубопровода	Δ , мм
11	Глицерин (100%)	740	9	6	18	20	15	Сталь нержавеющая	0,4
12	Глицерин (50%)	760	8	7	72	18	24	Сталь углеродистая	0,3
13	Вода	730	9	10	10	28	30	Сталь нержавеющая	0,5
14	Этилацетат	770	6,5	7	20	42	18	Алюминий	0,3
15	Этилацетат	750	7	5	30	39	17	Алюминий	0,3
16	Вода	736	12	7	38	17	23	Сталь нержавеющая	0,2
17	Глицерин (50%)	760	10	8	50	19	19	Сталь углеродистая	0,4
18	Хлорбензол	760	11	9	47	27	22	Сталь нержавеющая	0,4
19	Уксусная кислота (70%)	735	7	6	39	24	27	Сталь углеродистая	0,5
20	Хлорбензол	740	12	8	27	35	25	Сталь углеродистая	0,3

Таблица 9

№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$p_{к}^{изб}$, МПа	0,11	0,12	0,06	0,02	0,20	0,10	0,18	0,06	0,08	0,03
t , °С	3	15	35	5	53	65	18	20	40	23
Q , м ³ /ч	20	40	60	100	120	140	130	140	70	80

Тема 3. Теплопередача в химической аппаратуре. Нагревание, охлаждение, конденсация, выпаривание

21–25. Рассчитать кожухотрубчатый теплообменник-конденсатор для конденсации насыщенных паров при атмосферном давлении с расходом G кг/ч. Охлаждение производится водой, начальная температура которой $t_n = 10^\circ\text{C}$. Конечную температуру воды принять такой, чтобы была обеспечена на выходе из теплообменника движущая сила Δt равная $10\text{--}20^\circ\text{C}$.

Исходные данные приведены в таблице 10.

Пример решения задания приведен в приложении 5; справочные данные в /3/.

Таблица 10

№ задания	Насыщенный пар	Расход пара G , кг/ч
21	Четырёххлористый углерод	8200
22	Бензол	5500
23	Пропиловый спирт	17300
24	Этиловый спирт	14500
25	Метиловый спирт	12000

26–30. Рассчитать кожухотрубчатый теплообменник для нагревания жидкости с расходом G кг/ч до температуры кипения t_k от начальной температуры $t_n=10^\circ\text{C}$ при атмосферном давлении. Обогрев проводится насыщенным водяным паром, абсолютное давление которого P атм. В водяном паре содержится 0,5 % воздуха.

Таблица 11

№ задания	Наименование жидкости	Расход жидкости G , кг/ч	Давление насыщенного пара P , атм
26	Ацетон	22000	1
27	Бензол	15100	2
28	Толуол	10040	3
29	Сероуглерод	25020	4
30	Бутиловый спирт	30100	5

Исходные данные приведены в таблице 11.

Пример решения задания приведен в приложении 5; справочные данные в /3/.

Таблица 12

№ задания	раствор	Производительность по исходному раствору G , кг/с	Концентрация растворов		Давление греющего пара		Давление в барометрическом конденсаторе	
			X_n	X_k	P_n , атм	P_n , МПа	P_k , атм	P_k , МПа
31	NaOH	1,10	8	30	5	0,49	0,4	0,039
32	NaOH	0,83	7	28	5	0,49	0,3	0,029
33	CaCl ₂	1,67	10	40	5	0,49	0,2	0,019
34	CaCl ₂	1,95	12	35	5	0,49	0,2	0,019
35	CaCl ₂	4,16	15	32	5	0,49	0,3	0,029
36	CaCl ₂	2,78	13	36	4	0,39	0,2	0,019
37	NaOH	2,22	5	20	4	0,39	0,3	0,029
38	NaOH	6,94	6	23	5	0,49	0,4	0,039
39	NaOH	3,61	8	25	4	0,39	0,2	0,019
40	CaCl ₂	5,0	14	40	5	0,49	0,1	0,010

31–40. Рассчитать трехкорпусную выпарную установку для концентрирования G кг/с водного раствора вещества от начальной концентрации X_n до конечной X_k , %, масс. Схему установки принять прямоточную, корпуса должны иметь одинаковую поверхность нагрева. Раствор на выпарку подается при температуре кипения. Абсолютное давление греющего пара P_n (МПа), давление в барометрическом конденсаторе P_k (МПа), рекомендуется использовать распределение нагрузок по корпусам из соотношения $W_1:W_2:W_3 = 1:1,05:1,1$. Значения ρ и C_p для растворов приведены в приложении 4. Рассчитать коэффициент теплопередачи для первого корпуса (по примеру 4.IV на стр. 237 /3/), для других взять по соотношению $K_1:K_2:K_3 = 1:0,58:0,33$.

Исходные данные приведены в таблице 12.

Пример решения заданий приведен в /3/ на с. 276, справочные данные – в приложении 2 и в /3/.

Тема 4. Основы массопередачи. Абсорбция. Перегонка и ректификация

41–50. Рассчитать высоту насадки H насадочного абсорбера для поглощения абсорбтива водой из воздуха при $t = 20^\circ\text{C}$ и $P = 760$ мм. рт. ст. от Y_n до Y_k . Расход инертной части газовой смеси при нормальных условиях V_o . Начальная концентрация абсорбтива в воде $X_n = 0$. Принять расход воды $L = 1,5 \cdot L_{\min}$; рабочую скорость газа в аппарате равной 50 % от скорости захлебывания. Насадка – керамические кольца Рашига, неупорядоченные. Характеристики насадки: $\sigma = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $V_{\text{св}} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $d_s = 0,015$ м. Доля активной поверхности насадки $\phi = 0,95$.

Исходные данные приведены в таблице 13.

Пример решения заданий приведен в приложении 6.

Таблица 13

№ задания	Абсорбтив	V_o , $\text{м}^3/\text{с}$	Y_n , мольн. %	Y_k , моль н. %	Коэффициент распределения, m
41	Пары ацетона	2,0	2,1	0,1	1,68
42	– // –	1,5	1,9	0,1	– // –
43	– // –	2,2	2,3	0,15	– // –
44	– // –	2,5	1,6	0,12	– // –
45	– // –	2,0	1,6	0,1	– // –
46	Пары этанола	4,2	1,3	0,04	1,08
47	– // –	3,8	0,9	0,01	– // –
48	– // –	2,8	1,3	0,01	– // –
49	– // –	3,5	0,95	0,02	– // –
50	– // –	4,0	0,6	0,03	– // –

51–60. Рассчитать высоту тарельчатой ректификационной колонны непрерывного действия для разделения бинарной смеси при

атмосферном давлении. Производительность по исходной смеси G_f , кг/ч. Содержание легколетучего компонента в исходной смеси X_f , % мас., в дистилляте X_p , % мас., в кубовом остатке X_w , % мас. Исходная смесь подается в колонну при температуре кипения.

Исходные данные приведены в таблице 14.

Равновесные данные приведены в приложении 3. Пример решения заданий приведен в /3/ на стр. 351. Отличие от рассматриваемого примера заключается в определении КПД тарелок (пункт IV), для которого используется график, приведенный в приложении 3.

Таблица 14

№ задания	Производительность G_f , кг/ч	Исходная смесь	Тип тарелки	X_f , % мас.	X_p , % мас.	X_w , % мас.
51	12000	Бензол – толуол	Колпачковая	52,0	95,0	3,0
52	8000	Вода – уксусная кислота	Ситчатая	20,0	96,0	1,5
53	4000	Метанол – вода	Провальная	22,0	82,0	0,5
54	7200	Сероуглерод – Четыреххлористый углерод	Колпачковая	20,0	85,0	1,4
55	8900	Четыреххлористый углерод – толуол	Ситчатая	32,0	45,0	3,5
56	24500	Этанол – вода	Провальная	18,0	92,0	1,4
57	6600	Бензол – толуол	Ситчатая	45,0	97,0	2,0
58	5090	Метанол – вода	Колпачковая	28,0	98,5	0,9
59	4400	Сероуглерод – четыреххлористый углерод	Провальная	30,0	90,0	1,2
60	14900	Этанол – вода	Колпачковая	15,0	90,0	1,0

Тема 5. Сушка. Адсорбция

61–70. Рассчитать и выбрать нормализованную конвективную сушилку барабанного типа с подъемно-лопастным перевалочным устройством для высушивания селитры при следующих исходных данных:

1. Производительность сушилки $G_{\text{сух}}$, кг/ч (по абсолютно сухому материалу)
2. Влажность материала: начальная – w_n , % масс.; конечная – w_k , % масс.
3. Температура материала на входе в сушилку – θ_n , °C, на выходе – θ_k , °C.
4. Характеристика состояния воздуха на входе в калорифер $t_0 = 20^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 0,8$; на входе сушилку – t_1 , °C, на выходе из сушилки – t_2 , °C.
5. Удельные потери тепла в окружающую среду ($q_{\text{п}}$) принять $4 \div 6$ % от удельного расхода тепла в теоретической сушилке;
6. Напряжение по влаге A , кг/м³ч.
7. Удельная теплоемкость высушенного материала $C_m = 1$ кДж/кг·К.
8. Рекомендуемое соотношение длины барабана к диаметру: $L/D = 3,5 \div 9$.
9. Насыпная плотность материала $\rho_n = 900$ кг/м³.

Исходные данные приведены в таблице 15.

Пример решения задания приведен в приложении 7.

Таблица 15

№ задания	G , кг/ч	w_n , % масс	w_k , % масс	θ_n , °C	θ_k , °C	t_1 , °C	t_2 , °C	A , кг/м ³ ч
61	1000	3,0	0,2	15	30	100	50	6
62	1200	5,0	0,3	18	40	100	60	6,5
53	1400	4,0	0,4	20	45	110	50	6
54	1600	3,5	0,5	22	48	110	60	6,5
55	1800	4,5	0,35	25	50	120	60	7
56	2000	4,0	0,3	17	40	100	50	6
57	2200	5,0	0,4	20	50	110	60	6,5
58	2400	4,5	0,35	23	45	100	50	7
59	2600	3,5	0,45	28	50	110	60	6
60	2800	4,0	0,25	18	40	120	50	7

71–80. Определить необходимое количество адсорбента, диаметр аппарата и продолжительность процесса в адсорбере периодического действия с неподвижным слоем адсорбента для поглощения паров компонента из паровоздушной смеси активированным углем. Температура процесса $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$. Давление атмосферное. Для определения фиктивной скорости газа использовать уравнение, полученное на основе технико-экономического анализа адсорберов:

$$w = \sqrt{0,0167\rho_{\text{нас}}d_z g / \rho_y}.$$

Исходные данные приведены в таблице 16.

Пример решения задания приведен в /3/ – примеры 9.4 и 9.5. Использовать изотерму адсорбции на рис. 9.2 из /3/. Концентрацию (проскоковую) поглощаемого вещества на выходе из аппарата принять равной 5 % от начальной.

Таблица 16

№ задания	Количество паровоздушной смеси, поступающее в адсорбер за один период, м^3	Поглощаемый компонент смеси	Начальная концентрация компонента, C_0 , $\text{кг}/\text{м}^3$	Высота слоя адсорбента H , м	Марка поглотителя
71	4000	Диэтиловый эфир	0,008	0,75	АГ-3
72	6000	Этанол 70%	0,007	1,2	АГ-5
73	8000	Диэтиловый эфир 30%	0,025	1,1	АР-3
74	5000	Этанол	0,0085	1,00	АГ-3
75	7000	Бензол	0,015	1,00	АГ-5
76	5000	Этанол 70%	0,009	0,8	АГ-3
77	7500	Диэтиловый эфир 30%	0,018	0,85	АГ-3
78	8500	Этанол	0,009	1,1	АГ-5
79	4500	Метанол	0,0085	1,2	АГ-5
80	6500	Этанол	0,008	0,8	АГ-5

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ

1. Схема фильтр-пресса, принцип его работы, область применения.
2. Схема действия барабанного вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования.
3. Ленточный вакуум-фильтр, принцип его работы.
4. Порядок расчета фильтрующей центрифуги непрерывного действия.
5. Гидроциклоны, принцип их работы и область применения.
6. Схема батарейного циклона и принцип его работы.
7. Физические основы электрической очистки газов.
8. Критериальные уравнения для определения мощности на перемешивание в жидкой фазе механическими мешалками.
9. Турбинные мешалки для перемешивания в жидких средах. Область их применения.
10. Пневматическое перемешивание. Область применения, устройство, оценка качества перемешивания.
11. Осаждение шарообразных частиц в поле действия сил тяжести. Расчет скорости осаждения. Зоны осаждения и коэффициент сопротивления. Метод определения скорости осаждения по Лященко.
12. Осаждение шарообразных частиц в центробежном поле. Циклонный пресс. Методика расчета циклона.
13. Мокрая очистка газов. Классификация аппаратов для мокрой очистки газов.
14. Электрическая очистка газов. Область применения, способы очистки. Устройство электрофильтров.
15. Критерии гидродинамического подобия и их физический смысл.
16. Классификация жидких неоднородных систем. Способы разделения. Материальный баланс процессов разделения.
17. Конструкция отстойников (с наклонными полками, конусный отстойник, с коническими тарелками, со скребками).
18. Центрифугирование. Центробежная сила. Классификация центрифуг. Индекс производительности центрифуг.
19. Дифференциальное уравнение фильтрования. Преобразование этого уравнения для режима работы с постоянным перепадом давления и режима постоянной скорости фильтрования.

20. Расчет производительности осадительных и фильтрующих центрифуг.
21. Классификация насосов и их основные характеристики.
22. Устройство и принцип действия центробежных насосов.
23. Работа центробежного насоса на сеть. Определение рабочей точки. Регулирование производительности насоса.
24. Основное уравнение центробежных машин. Законы пропорциональности.
25. Совместная работа насосов. Параллельное и последовательное соединение.
26. Конструкция осевых, вихревых и струйных насосов.
27. Насосы для перекачивания загрязненных и химически агрессивных жидкостей. Их конструкция.
28. Принцип действия и конструкция поршневого насоса. Насосы простого и двойного действия.
29. Диаграмма подачи поршневого насоса простого и двойного действия. Способы уменьшения неравномерности подачи поршневых насосов.
30. Конструкция объемных роторных насосов. Шестеренные, пластинчатые и винтовые насосы.
31. Сравнительный анализ работы насосов объемного и динамического действия.
32. Классификация компрессорных машин и их основные характеристики.
33. Принцип действия и теоретическая диаграмма работы поршневого компрессора.
34. Действительная диаграмма работы поршневого компрессора. Производительность компрессора.
35. Многоступенчатое сжатие газа в поршневых компрессорах.
36. Конструкция роторных компрессоров. Пластинчатые, водокольцевые компрессоры и компрессор с двумя вращающимися поршнями.
37. Конструкция центробежных компрессоров. Турбогазодувки, турбокомпрессоры и вентиляторы.
38. Конструкция осевых компрессоров и вентиляторов.
39. Конструкция вакуум-насосов и их характеристики.
40. Сравнительный анализ работы компрессорных машин.

41. Дифференциальное уравнение теплопроводности в неподвижной среде.
42. Теплопроводность плоской и цилиндрической стенок.
43. Тепловое излучение. Закон Кирхгофа.
44. Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена.
45. Критерии теплового подобия и их физический смысл.
46. Теплоотдача при конденсации насыщенных паров.
47. Формула для определения коэффициента теплоотдачи при конденсации пара на вертикальной поверхности.
48. Теплоотдача при кипении жидкости.
49. Формула коэффициента теплопередачи для плоской одно- и многослойной стенок.
50. Формулы для определения движущей силы процесса теплопередачи для различных направлений движения теплоносителя.
51. Уравнение теплового баланса теплообменного аппарата.
52. Нагревание острым паром. Расход пара на нагревание.
53. Высокотемпературные теплоносители, применяемые в химической промышленности.
54. Вывод уравнения средней движущей силы для прямого течения при переменных температурах теплоносителей.
55. Методика расчета поверхностного конденсатора.
56. Способы крепления тонких труб в трубных решетках теплообменников.
57. Спиральные теплообменники, их достоинства и недостатки.
58. Нагревание электрическим током. Способы нагревания.
59. Кожухотрубчатые теплообменники с плавающей головкой и область их применения.
60. Нагревание дымовыми газами.
61. Принцип работы вертикального выпарного аппарата с центральной и выносной циркуляционной трубой.
62. Материальный и тепловой баланс однокорпусной выпарной установки.
63. Схема и принцип работы прямоточного (плечного) выпарного аппарата. Сепарационные устройства.
64. Материальный баланс многокорпусной выпарной установки. Предварительное распределение количества

65. Тепловой баланс многокорпусной выпарной установки. Определение расхода греющего пара для любого (кроме первого) корпуса установки.

66. Коэффициенты испарения и самоиспарения в многокорпусной выпарной установке. Предельное число корпусов.

67. Температурные потери в многокорпусной выпарной установке. Способы их определения.

68. Общая и полезная разность температур многокорпусной выпарной установки.

69. Способы распределения полезной разности температур по корпусам выпарной установки.

70. Определение расхода греющего пара для первого корпуса многокорпусной выпарной установки.

71. Способы выражения состава фаз двухкомпонентных систем.

72. Материальный баланс массообменных процессов.

73. Первый закон Фика. Коэффициент молекулярной диффузии.

74. Физический смысл коэффициентов массопередачи и массоотдачи.

75. Критерии диффузного подобия. Их физический смысл.

76. Движущая сила массообменных процессов. Способы выражения.

77. Выведите уравнение аддитивности фазовых сопротивлений.

78. Закон Генри. Системы, для которых справедлив закон Генри.

79. Материальный баланс, понятие рабочей линии процесса абсорбции.

80. Минимальный и оптимальный расходы абсорбента.

81. Особенности гидродинамических режимов работы насадочных колонн.

82. Особенности гидродинамических режимов тарельчатых абсорберов.

83. Принцип ректификации. Схема ректификационной колонны с указанием потоков жидкости и пара.

84. Законы Коновалова и Вревского.

85. Схема установки непрерывной ректификации бинарной смеси.

86. Допущения, принимаемые при анализе работы ректификационной колонны.
87. Материальный баланс ректификационной колонны.
88. Вывод уравнений рабочих линий для укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны.
89. Минимальное и рабочее флегмовое число.
90. Способы определения оптимального флегмового числа.
91. Определение расхода греющего пара для проведения процесса ректификации.
92. Тепловой баланс ректификационной колонны.
93. Влияние флегмового числа на высоту ректификационной колонны и расход греющего пара.
94. Особенности экстрактивной и азеотропной ректификации.
95. Схемы проведения жидкостной экстракции, области применения.
96. Законы распределения в процессе экстракции, его ограничения. Изотермы экстракции.
97. Треугольная диаграмма Гиббса. Определение состава и количества фаз с помощью диаграммы в процессе экстракции.
98. Выбор растворителя (экстрагента).
99. Способы проведения жидкостной экстракции.
100. Кинетика жидкостной экстракции, лимитирующие стадии процесса.
101. Конвективная сушка. Схема установки. Другие способы сушки.
102. Основные параметры влажного воздуха. Их взаимосвязь и определение по I-X диаграмме Рамзина.
103. Понятие “температура точки росы” и “температура мокрого термометра” и определение их по I-X диаграмме влажного воздуха.
104. Изображение на I-X диаграмме процессов нагревания, охлаждения, конденсации, смешивания влажного воздуха и процесса адиабатической сушки.
105. Изображение на I-X диаграмме Рамзина процесса сушки с частичной рециркуляцией воздуха.
106. Уравнение материального баланса процесса сушки.
107. Уравнение теплового баланса воздушной конвективной сушилки. Внутренний баланс сушильной камеры.

108. Изображение процессов сушки на диаграмме I-X при $\Delta > 0$.
109. Изображение процессов сушки на диаграмме I-X при $\Delta < 0$.
110. Форма связи влаги с материалом в процессе сушки.
111. Кривая сушки влажного материала. Периоды сушки.
112. Кривая скорости сушки. Потенциал сушки.
113. Интенсивность испарения влаги для различных периодов сушки.
114. Продолжительность сушки для различных периодов сушки.
115. Конструкции камерных конвективных сушилок.
116. Конструкции ленточных и петлевых конвективных сушилок.
117. Конструкции барабанных сушилок.
118. Сушилки с кипящим “слоем”.
119. Пневматические сушилки.
120. Процесс адсорбции, его суть и применение.
121. Виды промышленных адсорбентов и их характеристика.
122. Статическая и динамическая активность адсорбента.
123. Равновесная характеристика процесса адсорбции. Уравнения изотерм адсорбции.
124. Понятие “сорбционной волны” или “фронта сорбции”.
125. Понятие “время защитного действия адсорбента”. Уравнение Шилова.
126. Массопередача при адсорбции.
127. Стадии работы адсорбента периодического действия.
128. Схема и описание работы адсорбера с неподвижным слоем адсорбента.
129. Схема и описание работы адсорбера с движущимся слоем адсорбента.
130. Схема и описание работы адсорбера с “кипящим” слоем адсорбента.

ОСНОВНАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – 12-е изд., стереотип. – М.: Альянс, 2006. – 750 с.
2. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов: в 2 ч. / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 2002.
3. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии/ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – М.: Альянс, 2006. – 576 с.
4. Лабораторный практикум по процессам и аппаратам химической технологии: учебное пособие / под ред. Г.С.Дьяконова. – Казань: Изд-во КГТУ, 2007. – 236 с.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебное пособие по проектированию / под ред. Ю.И. Дытнерского. – 3-е изд. стереотип. – М.: Альянс, 2007. – 496 с.
6. Выполнение и оформление курсового проекта по процессам и аппаратам химической технологии: методическое указания / сост. О.В. Маминов [и др.]. – Казань: Изд-во КГТУ, 2002. – 40 с.

ДОПОЛНИТЕЛЬНАЯ ЛИТЕРАТУРА

- 1*. Гельперин, Н.П. Основные процессы и аппараты химической технологии / Н.П. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – 812 с.
- 2*. Берд, Г. Явления переноса / Г. Берд, В. Стьюард, Е. Лайтфут – М.: Химия, 1974. – 668 с.
- 3*. Коган, В.Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии / В.Б. Коган. – Л.: Химия, 1977. – 592 с.
- 4*. Разинов, А.И. Теоретические основы процессов химической технологии: учебное пособие / А.И. Разинов, О.В. Маминов, Г.С. Дьяконов. – Казань: Изд-во КГТУ, 2005. – 362 с.
- 5*. Разинов, А.И. Гидромеханические и теплообменные процессы и аппараты химической технологии: учебное пособие / А.И. Разинов, О.В. Маминов, Г.С. Дьяконов. – Казань: Изд-во КГТУ, 2007. – 212 с.
- 6*. Масштабный переход в химической технологии / под ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980. – 320 с.
- 7*. Романков, П.Г. Гидромеханические процессы химической технологии / П.Г. Романков, М.И. Курочкин. – Л.: Химия, 1982. – 282 с.
- 8*. Романков, П.Г. Теплообменные процессы химической технологии / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов. – Л.: Химия, 1982. – 288 с.
- 9*. Таубман, Е.И. Выпаривание / Е.И. Таубман. – М.: Химия, 1982. – 328 с.
- 10*. Шервуд, Т. Массопередача / Т.Шервуд, Р.Л. Пигфорд, У. Уилки. – М.: Химия, 1982. – 698 с.
- 11*Рамм, В.М. Абсорбция газов / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976. – 655 с.
- 12*. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты / И.А. Александров. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
- 13*. Романков, П.Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой) / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов. – Л.: Химия, 1990. – 383 с.
- 14*. Кафаров, В.В. Основы массопередачи / В.В. Кафаров. – М.: Высш. школа, 1979. – 439 с.
- 15*. Ягодин, Г.А. Основы жидкостной экстракции / Г.А. Ягодин, С.З. Каган. – М.: Химия, 1981. – 400 с.

- 16*. Гельперин, Н.И. Основы техники кристаллизации расплавов / Н.И. Гельперин, Г.А. Носов. – М.: Химия, 1975. – 351 с.
- 17*. Кельцев, Н.В. Основы адсорбционной техники / Н.В. Кельцев. – М.: Химия, 1984. – 592 с.
- 18*. Сажин, Б.С. Основы техники сушки / Б.С. Сажин. – М.: Химия, 1984. – 365 с.
- 19*. Фролов, В.Ф. Моделирование сушки дисперсных материалов / В.Ф. Фролов. – Л.: Химия, 1987. – 208 с.
- 20*. Аксельруд, Г.А. Растворение твердых веществ / Г.А. Аксельруд, А.Д. Молчанов. – М.: Химия, 1981. – 484 с.
- 21*. Дытнерский, Ю.И. Баромембранные процессы / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1986. – 272 с.
- 22*. Хванг, С.Т. Мембранные процессы разделения / С.Т. Хванг, К. Каммермейер. – М.: Химия, 1981. – 484 с.
- 23*. Машины и аппараты химических производств. Основы теории и расчета / под ред. И.И. Чернобыльского. – М.: Машгиз, 1961. – 403 с.
- 24*. Соколов, В.Н. Машины и аппараты химических производств / В.Н. Соколов. – Л.: Машиностроение, 1982. – 384 с.
- 25*. Протодяконов, И.О. Гидромеханические основы процессов химической технологии / И.О. Протодяконов, Чесноков Ю.Г. – Л.: Химия, 1987. – 358 с.
- 26*. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии / под ред. П.Г. Романкова. – Л.: Химия, 1990. – 259 с.
- 27*. Справочник по теплообменникам в 2 т. – М.: Энергоиздат, 1987.
- 28*. Лашинский, А.А. Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры: справочник. / А.А. Лашинский, А.Г. Толчинский. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
- 29*. Домашнев, А.Д. Конструирование и расчет химических аппаратов / А.Д. Домашнев. – М.: Машгиз, 1961. – 624 с.
- 30*. Рид, Р. Свойства газов и жидкостей: справочное пособие / Р. Рид, Дж. Праусниц, Т. Шервуд. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.
- 31*. Перри, Дж. Г. Справочник инженера-химика: в 2 т. / Дж. Г. Перри. – Л.: Химия, 1969.

32*. Равновесие между жидкостью и паром/ В.Б. Коган [и др.]. – Л.: Машиностроение, 1981. – 231 с.

33*. Варгафтик, Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам паров и жидкостей / Н.Б.Варгафтик. – М.: Физматгиз, 1963. – 350 с.

34*. Еникеева, Н.И. Процессы и аппараты химической технологии: методическое пособие / Н.И. Еникеева, Н.И. Зубарева, Э.Р. Сайфутдинова. – Казань: Изд-во КГТУ, 2010. – 38 с.

35*. Сосновский, В.И. Процессы и аппараты защиты окружающей среды: в 2 ч. Ч. 1. Абсорбция газов: учебное пособие / В.И. Сосновский, С.В. Степанова, Н.Б. Сосновская. – Казань: Изд-во КГТУ, 2009. – 116 с.

36*. Методы и аппараты разделения двухфазных систем: учебное пособие / Н.Х. Зиннатуллин [и др.]. – Казань: Изд-во КГТУ, 1999. – 84 с.

37*. Контрольные задания и методические указания к расчету основных параметров насосной установки / сост.: Н.Х. Зиннатуллин [и др.]; КХТИ. – Казань, 1988. – 24 с.

38*. Маркировка и условные обозначения насосов и элементов гидравлических сетей: методические указания / сост.: Б.Ф. Степочкин [и др.]; КХТИ. – Казань, 1986. – 16 с.

39*. Зайцев, И.Д. Физико-химические свойства бинарных и многокомпонентных растворов неорганических веществ / И.Д. Зайцев, Г.Г.Асеев. – М.: Химия, 1988. – 416 с.

40*. Проектирование оптимальной ректификационной установки периодического действия с ситчатыми тарелками: методические указания к курсовому проектированию / сост.: А.И. Разинов, М.И. Фарахов; КГТУ. – Казань, 1994. – 28 с.

41*. Проектный кинетический расчет простой насадочной колонны для непрерывной ректификации многокомпонентной смеси: методические указания к курсовому проектированию / сост.: Г.С. Дьяконов [и др.]; КГТУ. – Казань, 2007. – 24 с.

42*. Проектный расчет оптимальной ректификационной колонны с колпачковыми, ситчатыми и клапанными тарелками для разделения бинарной смеси: методические указания к курсовому проектированию / сост.: Г.С. Дьяконов [и др.]; КГТУ. – Казань, 2008. – 20 с.

43*. Елизаров, В.И. Проектирование теплообменных аппаратов в режиме диалога с ЭВМ/ В.И. Елизаров, Б.М. Израйлев; под ред. С.Г. Дьяконова. – Казань: Изд-во КХТИ, 1986. – 44 с.

44*. Проектирование оптимального насадочного абсорбера: методические указания к курсовому проектированию / сост.: А.И. Разинов, И.П. Анашкин, Л.Р. Минибаева: КНИТУ. – Казань, 2014. – 20 с.

45*. Проектирование оптимальной многокорпусной выпарной установки: методические указания к курсовому проектированию / сост.: Ф.А. Абдулкашапова, А.И. Разинов, И.П. Анашкин; КГТУ. – Казань, 2009. – 20 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

Таблица 1. Сортамент труб: стальные (У – углеродистая, Н – нержавеющая)

наружный диаметр, мм	толщина стенки, мм														
	2	2,5	3	3,5	4	4,5	5	6	7	8	9	10	11	12	14
56	Н		Н		Н										
60			У		У			У	У						
75		Н		Н			Н								
76					У		У	У	У	У		У			
89					Н	У	Н	Н,У		У		У			
90			Н												
108								У	Н	У					
110				Н		Н									
114								У	У	У		У		У	
133							Н	Н		Н			У		
159								Н	Н		Н				
168											У	У	У	У	У
194											Н	У	Н	У	У
219												Н	У	Н	У
245															У
273													Н	Н	Н,У
325														Н	Н

алюминиевые

наружный диаметр, мм	толщина стенки, мм										
	2	2,5	3	3,5	4	5	6	7	7,5	8	10
52, 55, 58, 60, 65,70	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
75, 80, 85, 90		+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
95, 100			+	+	+	+	+	+	+	+	+
105, 110				+	+	+	+	+	+	+	+
115, 120					+	+	+	+	+	+	+
125, 130							+	+	+	+	+
135, 140, 150, 155, 160, 165, 170, 175, 180, 185, 190, 195, 200, 210, 220, 230, 240, 250, 260, 270, 280											+

Таблица 2. Физические свойства жидкостей (ρ , кг/м³; $\mu \cdot 10^3$, Па·с)

Жидкость		10	20	30	40	50	60	70	80	90
Вода	ρ	999,7	998,2	995,6	999,2	998,0	983,2	977,8	971,8	965,3
	μ	1,31	1,0	0,8	0,66	0,55	0,47	0,41	0,36	0,32
Глицерин (100%)	ρ	1264,2	1261,0	1254,9	1250,0	1243,8	1237,6	1231,5	1223,9	1216,5
	μ	3950,0	1480,0	600,0	330,0	180,0	102,0	59,0	35,0	21,0
Глицерин (50%)	ρ	1229,0	1126,3	1121,1	1215,0	1208,0	1202,0	1196,0	1188,0	1181,0
	μ	11,2	7,3	5,2	3,8	2,71	2,05	1,45	1,07	0,81
Этилацетат	ρ	962,0	900,0	888,0	876,0	863,0	850,0	837,0	824,0	819,0
	μ	0,51	0,47	0,43	0,38	0,34	0,31	0,28	0,26	0,23
Уксусная кислота (70%)	ρ	1077,9	1068,5	1059,0	1049,3	1039,0	1029,0	1010,0	1010,0	1000,0
	μ	3,2	2,5	2,1	1,7	1,38	1,15	0,94	0,78	0,65
Хлорбензол	ρ	1117,0	1106,0	1096,0	1085,0	1074,0	1069,0	1053,0	1042,0	1031,0
	μ	0,98	0,85	0,72	0,65	0,57	0,49	0,44	0,39	0,35

ПРИЛОЖЕНИЕ 2

Таблица 1. Свойства водного раствора NaOH

Плотность ρ , кг/м ³												
C, %	Температура, °C											
	20	30	55	70	90	110	115	120	130	150		
4	1042	1039	1028	1019	1007	991	986	982	973	954		
6	1064	1060	1049	1040	1028	1011	1006	1002	993	973		
8	1086	1082	1070	1061	1049	1031	1027	1022	1013	993		
10	1108	1104	1091	1083	1070	1051	1046	1042	1032	1011		
14	1153	1148	1134	1125	1113	1093	1088	1083	1073	1051		
18	1197	1191	1177	1168	1155	1135	1130	1124	1114	1091		
22	1241	1245	1220	1211	1198	1177	1171	1165	1155	1131		
26	1284	1278	1263	1253	1240	1218	1212	1207	1196	1171		
30	1327	1321	1305	1295	1282	1259	1253	1248	1236	1211		
Вязкость $\eta \cdot 10^3$, Па·с												
C, %	Температура, °C											
	20	30	50	70	90	100	110	120	130	150		
4	1,23	1,01	0,67	0,46	0,35	0,33	0,276	0,248	0,224	0,186		
6	1,40	1,14	0,76	0,52	0,40	0,37	0,312	0,28	0,253	0,21		
8	1,60	1,29	0,85	0,59	0,45	0,42	0,35	0,314	0,283	0,234		
10	1,86	1,47	0,97	0,68	0,52	0,47	0,394	0,352	0,316	0,259		
14	2,58	1,91	1,25	0,89	0,69	0,60	0,483	0,423	0,373	0,296		
18	3,75	2,58	1,65	1,13	0,89	0,76	0,588	0,506	0,439	0,336		
22	5,82	3,89	2,19	1,44	1,12	0,96	0,745	0,639	0,551	0,418		
26	-	5,62	3,05	1,90	1,42	1,19	0,97	0,828	0,712	0,536		
30	8,552	7,46	4,29	2,54	1,77	1,47	1,229	1,04	0,886	0,655		

Теплоемкость C , Дж/кг·К												
C, %	Температура, °С											
	20	30	50	70	90	100	110	120	130	150		
4	3969	3985	4006	4027	4040	4044	4099	4124	4155	4224		
6	3893	3914	3939	3960	3977	3985	4043	4071	4104	4177		
8	3826	3847	3881	3902	3918	3927	3989	4018	4052	4128		
10	3772	3793	3835	3851	3864	3868	3938	3968	4002	4079		
14	3692	3717	3759	3780	3784	3784	3862	3891	3926	4003		
18	3638	3663	3705	3726	3730	3730	3809	3839	3874	3952		
22	3592	3625	3667	3696	3696	3701	3780	3811	3848	3928		
26	3558	3588	3638	3663	3667	3667	3818	3867	3922	4041		
30	3521	3550	3609	3634	3639	3640	3815	3871	3934	4068		
Теплопроводность λ , Вт/м·К												
C, %	Температура, °С											
	20	30	40	50	60	70	80	90	95	100		
5	0.617	0.631	0.644	0.657	0.668	0.679	0.688	0.696	0.701	0.704		
10	0.626	0.642	0.655	0.668	0.680	0.690	0.700	0.708	0.712	0.716		
15	0.633	0.650	0.664	0.677	0.688	0.699	0.708	0.717	0.721	0.725		
20	0.640	0.655	0.669	0.681	0.693	0.704	0.714	0.723	0.727	0.731		
25	0.644	0.660	0.673	0.686	0.698	0.708	0.717	0.726	0.730	0.735		
30	0.647	0.662	0.676	0.689	0.701	0.711	0.721	0.729	0.733	0.738		

Таблица 2. Свойства водного раствора CaCl_2

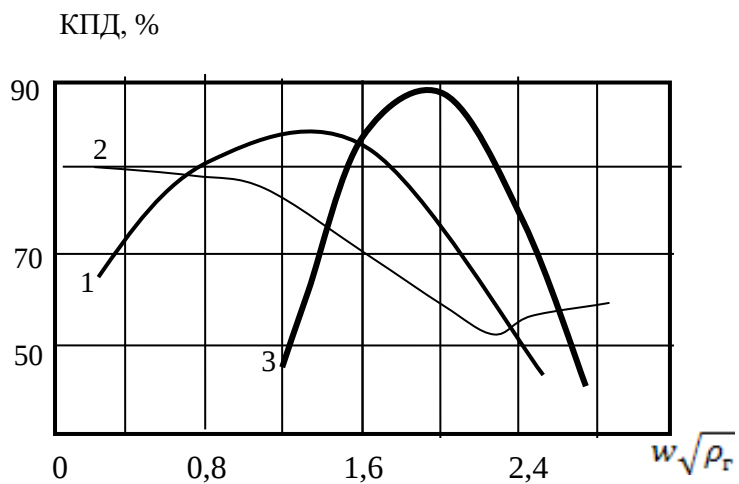
Плотность ρ , кг/м ³												
С, %	Температура, °С											
	20	30	50	70	90	100	110	120	130	150		
10	1083	1080	1072	1061	1050	1043	1033	1025	1016	996		
12	1103	1098	1091	1080	1068	1061	1051	1043	1034	1014		
14	1121	1117	1108	1098	1087	1081	1070	1061	1052	1032		
16	1140	1135	1128	1117	1105	1098	1087	1079	1069	1049		
20	1179	1173	1166	1155	1143	1136	1125	1115	1106	1085		
24	1219	1215	1205	1194	1182	1176	1163	1154	1144	1122		
30	1282	1273	1267	1257	1244	1237	1223	1213	1203	1180		
36	1348	1337	1332	1322	1308	1301	1287	1276	1265	1241		
40	1394	1382	1378	1367	1354	1346	1331	1320	1309	1284		
Вязкость $\eta \cdot 10^3$, Па·с												
С, %	Температура, °С											
	20	30	50	70	90	100	110	120	130	150		
10	1,28	1,10	0,72	0,50	0,38	0,35	0,305	0,276	0,251	0,211		
12	1,37	1,16	0,78	0,53	0,41	0,37	0,324	0,293	0,266	0,224		
14	1,47	1,25	0,85	0,57	0,44	0,40	0,349	0,315	0,286	0,241		
16	1,61	1,32	0,91	0,62	0,47	0,42	0,374	0,338	0,307	0,258		
20	1,94	1,56	1,06	0,73	0,55	0,49	0,438	0,395	0,359	0,301		
24	2,39	1,90	1,25	0,88	0,66	0,60	0,524	0,472	0,427	0,358		
30	3,50	2,75	1,86	1,26	0,95	0,83	0,739	0,662	0,597	0,494		
36	5,00	4,15	2,91	1,96	1,44	1,27	1,325	1,234	1,158	1,038		
40	6,66	5,51	3,90	3,00	2,15	1,76	2,122	2,032	1,96	1,856		

Теплоемкость C , Дж/кг·К													
C, %	Температура, °C												
	20	30	55	70	90	110	120	130	140	150			
10	3604	3613	3634	3650	3663	3706	3727	3752	3778	3810			
12	3500	508	3533	3546	3558	3608	3629	3655	3680	3713			
14	3391	3408	3433	3449	3454	3507	3528	3554	3580	3612			
16	3299	3315	3332	3345	3357	3407	3427	3453	3479	3510			
20	3115	3131	3165	3177	3190	3247	3270	3298	3326	3359			
24	2964	2985	3018	3035	3056	3111	3136	3165	3193	3228			
30	2771	2792	2834	2855	2872	2932	2957	2986	3016	3051			
36	2604	2625	2671	2692	2713	2804	2838	2876	2914	2958			
40	2514	2532	2579	2591	2612	2740	2785	2834	2884	2940			
Теплопроводность λ , Вт/м·К													
C, %	Температура, °C												
	20	30	40	50	60	70	80	90	95	100			
10	0.590	0.605	0.618	0.631	0.643	0.652	0.659	0.665	0.668	0.670			
15	0.585	0.598	0.611	0.624	0.636	0.645	0.653	0.659	0.662	0.664			
20	0.576	0.590	0.604	0.617	0.628	0.639	0.646	0.652	0.655	0.657			
25	0.567	0.581	0.596	0.609	0.621	0.631	0.639	0.646	0.649	0.651			
30	0.558	0.573	0.587	0.601	0.614	0.623	0.637	0.638	0.641	0.643			
35	0.547	0.564	0.578	0.592	0.605	0.615	0.623	0.630	0.633	0.635			
40	0.537	0.553	0.568	0.583	0.596	0.607	0.615	0.622	0.625	0.626			

ПРИЛОЖЕНИЕ 3

Равновесные составы жидкости x и пара y (% мол) бинарных смесей
при 760 мм рт.ст. в зависимости от температуры кипения t (°C)

Смесь	Бензол – толуол		Вода – уксусная кислота		Метанол – вода	
x	y	t	y	t	y	t
0	0	110,6	0	118,1	0	100
10	21,4	106,1	16,7	113,8	41,8	87,7
20	38,0	102,2	30,3	110,1	57,9	81,7
30	51,1	98,6	42,5	107,5	66,5	78,0
40	61,9	95,2	53,0	105,8	72,9	75,3
50	71,2	92,1	62,6	104,4	77,9	73,1
60	79,0	89,4	71,6	103,3	82,5	71,2
70	85,4	86,8	79,5	102,1	87,0	69,3
80	91,0	84,4	84,6	101,3	91,5	67,5
90	95,9	82,3	93,0	100,6	95,8	66,0
100	100	80,2	100	100	100	64,5
Смесь	Сероуглерод – четырёххлористый углерод		Четырёххлористый углерод – толуол		Этанол – вода	
x	y	t	y	t	y	t
0	0	76,7	0	110,6	0	100
10	24,0	71,0	25,0	106,0	44,2	86,5
20	42,3	66,0	39,5	101,0	53,1	83,2
30	54,4	62,3	53,5	96,0	57,6	81,7
40	64,5	59,0	64,5	92,3	61,3	80,8
50	72,6	56,1	72,0	90,0	65,4	80,0
60	79,1	53,7	80,6	86,5	69,9	79,4
70	84,8	51,6	86,3	83,7	75,3	79,0
80	90,1	49,6	93,0	81,2	81,8	78,6
90	95,0	47,9	97,5	78,0	89,8	78,4
100	100	49,3	100	76,7	100	78,4



Зависимость КПД тарелок различных конструкций от величины $w\sqrt{\rho_r}$ для тарелок: 1 – колпачковая; 2 – ситчатая; 3 – провальная

ПРИЛОЖЕНИЕ 4

Пример расчёта заданий 11–20

Рассчитать трубопровод и подобрать центробежный насос для подачи уксусной кислоты (70%) с начальной температурой 20°C при расходе $Q = 72 \text{ м}^3/\text{ч}$ из емкости в колонну. Коэффициент сопротивления теплообменника $\xi_T = 28$. Разность уровней в сосудах $h = 18 \text{ м}$, давление в колонне $p_k^{\text{изб}} = 0,015 \text{ МПа}$, в емкости $p_0 = 740 \text{ мм рт.ст.}$ Трубопровод состоит из трех участков, длина которых $l_B = 12 \text{ м}$, $l_{\text{Н1}} = 18 \text{ м}$, $l_{\text{Н2}} = 50 \text{ м}$. Коэффициент сопротивления обратного клапана с сеткой принять равным 7,0. Материал трубопровода – углеродистая сталь, относительная шероховатость трубы $\Delta = 0,5 \text{ мм}$.

Расчет центробежного насоса ведется в следующей последовательности:

- гидравлический расчет трубопроводной сети,
- подбор насоса.

Расчет трубопроводов заключается в определении его диаметра и гидравлического сопротивления (потерь напора). Диаметр d рассчитывается по уравнению расхода $Q = vS = \pi d^2 v / 4$ (при этом скоростью движения жидкости v задаемся в пределах 0,5–3 м/с):

$$d = \left(\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v} \right)^{1/2}, \quad (1)$$
$$d = \left(\frac{4 \cdot \frac{72}{3600}}{3,14 \cdot 1} \right)^{1/2} = 0,16 \text{ м}.$$

Найденное значение округляется до ближайшего в таблице сортамента труб (прил. 1, табл. 1), после чего уточняется величина скорости

$$v = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2}. \quad (2)$$

Ближайший по сортаменту 168×9 мм (т.е. внутренний диаметр трубопровода равен $168 - 2 \cdot 9 = 150 \text{ мм} = 0,15 \text{ м}$), поэтому

$$v = \frac{4 \cdot \frac{72}{3600}}{3,14 \cdot 0,15^2} = 1,132 \text{ м/с}.$$

Гидравлическое сопротивление трубопровода рассчитывается по выражению

$$\Delta h_{\Pi} = \sum \Delta h_L + \sum \Delta h_m. \quad (3)$$

Потеря напора на прямых участках трубопровода Δh_L определяется по формуле Дарси-Вейсбаха:

$$\Delta h_L = \lambda \frac{1}{d} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (4)$$

(в нашем случае диаметр принимается одинаковым на всей длине трубопровода).

Коэффициент сопротивления λ находится по соответствующим формулам в зависимости от величины критерия Рейнольдса Re и относительной шероховатости трубы Δ .

Критерий Рейнольдса Re рассчитывается по формуле

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu}, \quad (5)$$

где ρ и μ – плотность (кг/м^3) и вязкость ($\text{Па} \cdot \text{с}$) перекачиваемой жидкости при заданной температуре (табл.2, прил.1).

$$Re = \frac{1068,5 \cdot 1,132 \cdot 0,15}{2,5 \cdot 10^{-3}} = 72560.$$

1. Для ламинарного режима течения при $Re < 2320$

$$\lambda = \frac{64}{Re}. \quad (6)$$

2. Для турбулентного режима в области гидравлически гладких труб при $3000 < Re < 15 \frac{d}{\Delta}$

$$\lambda = \frac{0,3264}{Re^{0,25}}. \quad (7)$$

3. В области частично шероховатых труб при $15 \frac{d}{\Delta} < Re < 300 \frac{d}{\Delta}$

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(\frac{\Delta}{d} + \frac{68}{\text{Re}} \right)^{0,25}. \quad (8)$$

4. Для шероховатых или области квадратичного сопротивления при $\text{Re} > 300 \frac{d}{\Delta}$:

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{\Delta}{d} \right)^{0,25}. \quad (9)$$

Таким образом, при значениях $\text{Re} = 72560$ – это область частично шероховатых труб, следовательно

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(\frac{0,5 \cdot 10^{-3}}{0,15} + \frac{68}{72560} \right)^{0,25} = 0,028.$$

Величины коэффициентов местных сопротивлений даны в табл. XIII на с. 520 /3/. Сопротивление теплообменника задано в виде суммарного коэффициента сопротивления ξ_T и указано в задании.

Общая потеря напора трубопроводной сети

$$\Delta h_{\Pi} = \left(\lambda \frac{1}{d} + \sum \xi \right) \frac{v^2}{2g}, \quad (10)$$

$$\Delta h_{\Pi} = \left(0,028 \cdot \frac{12+18+50}{0,15} + 28 + 7 + 3 \cdot 0,1 + \right. \\ \left. + 3 \cdot 5 + 3 \cdot 0,5 + 3 \cdot 1 \right) \frac{1,132^2}{2 \cdot 9,81} = 4,557 \text{ м.}$$

Следующим этапом решения задачи является подбор насоса для данной установки при требуемой подаче $Q_H = Q$. Решение этого вопроса сводится к вычислению потребного напора установки $H_{\text{ПОТР}}$ и, следовательно, напора насоса H_H . Величины Q_H и H_H являются исходными для подбора соответствующего насоса и его двигателя.

Потребный напор установки определяется по выражению

$$H_{\text{ПОТР}} = h + \frac{P_k - P_0}{\rho g} + \Delta h_{\Pi} \quad (11)$$

или

$$H_{\text{ПОТР}} = H_{\text{СТ}} + \Delta h_{\Pi}, \quad (12)$$

где $H_{CT} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g}$ – статический напор; h – высота подъема жидкости (разность уровней в сосудах), м; p_k – давление в приемной колонне, Па; p_0 – давление на свободной поверхности питающей емкости, Па; Δh_{Π} – суммарные потери напора в трубопроводе, определяемые по уравнению (10).

В задании дано избыточное давление в колонне, переводим его в абсолютное:

$$p_k = p_k^{\text{изб}} + p_{\text{атм}} = 0,015 \cdot 10^6 + 760 \cdot 133,3 = 116300 \text{ Па};$$

$$H_{CT} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g} = 18 + \frac{116300 - 740 \cdot 133,3}{1068,5 \cdot 9,81} = 19,685 \text{ м};$$

$$H_{\text{ПОТР}} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g} + \Delta h_{\Pi} = 19,685 + 4,557 = 24,242 \text{ м}.$$

По значениям Q_H , $H_H = H_{\text{ПОТР}}$ по таблице 2.5 на с. 92 в /3/ выбираем марку насоса. Насосы типа X предназначены для перекачивания химически активных и нейтральных жидкостей без включений или с твердыми включениями с размером частиц до 0,2 мм при их концентрации до 0,2%. Выбираем (округляя в сторону увеличения напора и производительности с небольшим запасом) центробежный насос типа X90/33 со следующими характеристиками: число оборотов $n = 48,3$ об/с; КПД насоса – 0,7; тип электродвигателя – АО2-62-2; мощность – 17 кВт; КПД электродвигателя – 0,88.

ПРИЛОЖЕНИЕ 5

Пример расчёта заданий 21–25

Рассчитать вертикальный кожухотрубный теплообменник для конденсации 7800 кг/ч насыщенного пара бензола под атмосферным давлением. Жидкий бензол отводится из конденсатора при температуре конденсации. Охлаждение производится водой, начальная температура которой $t_u = 10^\circ \text{C}$. Конечную температуру воды принять такой, что бы она обеспечивала движущую силу на выходе из теплообменника равная 20°C ($\Delta t_k = 20^\circ \text{C}$).

Определяем среднюю разность температур Δt_{cp} .

Температура конденсации бензола под атмосферным давлением $80,2^\circ \text{C}$ (табл. XLIV, с.541 /3/). Температурная схема конденсатора:

$$\begin{array}{ccc} 80,2 & \xleftarrow{\hspace{1cm}} & 80,2 \\ 10 & \xrightarrow{\hspace{1cm}} & 60,2 \\ \Delta t_n=70,2 & & \Delta t_k=20 \end{array}$$

Так как $\Delta t_n / \Delta t_k > 2$, то средняя разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_n - \Delta t_k}{2,3 \lg \frac{\Delta t_n}{\Delta t_k}} = \frac{70,2 - 20,2}{2,3 \lg \frac{70,2}{20,2}} = 40^\circ \text{C} = 40 \text{K}.$$

Средняя температура охлаждающей воды:

$$t_{cp,в} = t_{конд} - \Delta t_{cp} = 80,2 - 40 = 40,2^\circ \text{C}.$$

Рассчитаем *тепловой поток* Q:

$$Q = G_{1r_1} = (7800/3600) \cdot 393,6 \cdot 10^3 = 848725,7 \text{ Вт},$$

где $r_1 = 393,6 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ – теплота конденсации бензола при 80°C (табл. XLV, с. 541 /3/).

Расход охлаждающей воды

$$G_B = \frac{Q}{c_B \cdot (t_k - t_n)} = \frac{848725,7}{4180 \cdot (60 - 10)} = 4,08 \text{ кг/с},$$

где c_B – теплоемкость воды при температуре $t_{cp,в}$, Дж/кг К (табл. XXXIX, с. 537 /3/).

Определяем коэффициент теплопередачи K.

Задаемся критерием Рейнольдса $Re=1000$, тогда

$$\omega_2 = \frac{10000 \cdot \mu_2}{d_{вн} \cdot \rho_2} = \frac{10000 \cdot 0,657 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 992} = 0,315 \text{ м/с};$$

$$n_p = \frac{4G_B}{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot \omega_2 \cdot \rho_2} = \frac{4 \cdot 4,08}{3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 0,315 \cdot 992} = 37,7,$$

где $\rho_2 = 992 \text{ кг/м}^3$ – плотность воды при $40,2^\circ\text{C}$ (табл. XXXIX, с. 537 /3/); $\mu = 0,657 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ — динамический коэффициент вязкости воды при $40,2^\circ\text{C}$ (табл. XXXIX, с. 537 /3/); $d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр трубы $0,021 \text{ м}$ (см. выше).

Находим ориентировочное значение коэффициента теплопередачи от конденсирующегося пара жидкости органических веществ к воде $K_{\text{оп}} = 300\text{--}800 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$ (табл. 4.8, с. 172 /3/). Тогда максимальная площадь поверхности теплообменника:

$$F_{\text{max}} = \frac{Q}{K_{\text{оп}} \cdot \Delta t_{\text{cp}}} = \frac{848725,7}{300 \cdot 40} = 70,7 \text{ м}^2.$$

Зная n_p и F_{max} , (табл. 4.12, с. 215 /3/) выбираем возможный вариант теплообменника при условии $n_t < n_p$, $F < F_{\text{max}}$:

1) Одноходовой теплообменник с диаметром кожуха 159 мм $n=13$, $F_{\text{max}}=3 \text{ м}^2$.

2) Двухходовой теплообменник с диаметром кожуха 325 мм $n=56/2=28$, $F_{\text{max}}=17,5 \text{ м}^2$.

3) Шестиходовой теплообменник с диаметром кожуха 600 мм $n=196/6=32,6$, $F_{\text{max}}=91 \text{ м}^2$.

При таком числе труб в одном ходе одноходовых теплообменников с площадью поверхности такого порядка нет (табл. 4.12, с. 215 /3/), двухходовой имеет $F_{\text{max}}=17,5 \text{ м}^2$, следовательно, проектируемый теплообменник будет шестиходовым ($n_t=32,6$; $n_{\text{общ}}=196$; $F=61 \text{ м}^2$, $L=4 \text{ м}$, $D=600 \text{ мм}$).

Определяем коэффициент теплоотдачи для воды α_2 .

Находим режим движения воды в выбранном теплообменнике.

$$Re_2 = 10000 \frac{n_p}{n_t} = 10000 \frac{37,7}{32,6} = 11564.$$

Турбулентному течению соответствует критериальное уравнение:

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{сн}}} \right)^{0,25} = 0,021 \cdot 11563^{0,8} \cdot 4,31^{0,43} \cdot 1^{0,25} = 69,7,$$

полагая $\left(\frac{Pr}{Pr_{\text{сн}}} \right)^{0,25} = 1.$

Значение критерия Pr для воды при $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ находим из табл. XXXIX, с. 537 /3/: $Pr = 4,31$.

Тогда

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_{\text{ви}}} = \frac{69,7 \cdot 0,634}{0,021} = 2107,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{K}),$$

где λ – коэффициент теплопроводности воды при $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ (табл. XXXIX, с. 537 /3/).

Рассчитываем коэффициент теплоотдачи в вертикальном теплообменнике для конденсирующегося пара бензола α_1 по уравнению

$$\alpha_1 = 3,78 \cdot \lambda_1 \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_1^2 \cdot d_{\text{нар}} \cdot n_{\text{общ}}}{\mu_1 \cdot G_1}}.$$

Значения физико-химических констант жидкого бензола берём при температуре конденсации $80\text{ }^{\circ}\text{C}$:

$\lambda_1 = 0,14 \text{ Вт}/(\text{мK})$ – рис. X, с.561 /3/

$\rho_1 = 815 \text{ кг}/\text{м}^3$ – табл. IV, с.512 /3/

$\mu_1 = 0,316 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – табл. IX, с.516.

Расход бензола $G_1 = 7800/3600 = 2,16 \text{ кг}/\text{с}$, $d_{\text{нар}} = 0,025 \text{ м}$.

Следовательно,

$$\alpha_1 = 3,78 \cdot 0,14 \cdot \sqrt[3]{\frac{815^2 \cdot 0,025 \cdot 196}{0,316 \cdot 10^{-3} \cdot 2,16}} = 888 \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{K}).$$

Термическое сопротивление стальной стенки трубы:

$$\frac{\delta}{\lambda_{\text{ст}}} = \frac{0,002}{46,5} = 0,000043 \text{ м}^2\text{K}/\text{Вт},$$

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

Тепловая проводимость загрязнения со стороны бензола (табл. XXXI, с. 531 /3/):

$$\frac{1}{r_{\text{загр.б}}} = 11630 \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{K}).$$

Тепловая проводимость загрязнения со стороны воды:

$$\frac{1}{r_{\text{загр.в}}} = 2000 \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{K}).$$

Суммарное термическое сопротивление стенки и загрязнений:

$$\sum r_{\text{ст}} = 0,000043 + \frac{1}{11630} + \frac{1}{2000} = 6,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}.$$

Определяем коэффициент теплопередачи К:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{г}}} + \sum r_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha_{\text{в}}}} = \frac{1}{\frac{1}{888} + 6,3 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2107,2}} = 449 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Требуемая площадь поверхности теплообменника F:

$$F_{\text{т}} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{cp}}} = \frac{848725,7}{449} = 47,2 \text{ м}^2.$$

Выбранная по ГОСТу поверхность теплообмена $F_{\text{т}} = 61 \text{ м}^2$. Запас площади поверхности теплообменника

$$\Delta = \frac{61 - 47,2}{61} \cdot 100\% = 22,6\% < 30\%.$$

Тип теплообменника выбираем по $\Delta t = t_{\text{кож}} - t_{\text{тр}}$.

$$t_{\text{ст1}} = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80,2 - \frac{449 \cdot 40}{888} = 59,97 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{ст2}} = t_{\text{ст1}} - q \sum r = 59,97 - 449 \cdot 40 \cdot 6,3 \cdot 10^{-4} = 48,66 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{тр}} = \frac{t_{\text{ст1}} + t_{\text{ст2}}}{2} = \frac{59,97 + 48,66}{2} = 54,31 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = t_{\text{кож}} - t_{\text{тр}} = 80,2 - 54,31 = 25,9 \text{ }^\circ\text{C}(\text{К}). \Delta t < 40 \text{ }^\circ\text{C}(\text{К}).$$

Выбираем теплообменник жесткой конструкции (тип ТН) (см. табл. XXXV, с.534 /3/).

Пример решения заданий 26–30

Рассчитать горизонтальный кожухотрубчатый теплообменник для нагрева 20000 кг/ч бензола от начальной температуры 10°C до температуры кипения. Обогрев проводится водяным паром, абсолютное давление которого 1,5 кгс/см². В водяном паре содержится 0,5% воздуха.

Определяем среднюю разность температур между теплоносителями $\Delta t_{\text{ср}}$.

Температура конденсации водяного пара при давлении $p = 1,5 \text{ кгс}/\text{см}^2$
 $t_{\text{конд}} = 110,7 \text{ }^\circ\text{C}$. (табл. LVII, с. 549 /3/)

Температура кипения бензола при атмосферном давлении
 $t_{2k} = 80,2^\circ\text{C}$.

Температурная схема:

$$\begin{array}{ccc} 110,7 & \xleftarrow{\hspace{1cm}} & 110,7 \\ 10 & \xrightarrow{\hspace{1cm}} & 80,2 \\ \Delta t_6 = 100,7 & & \Delta t_m = 30,5 \end{array}$$

Средняя разность температур

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln\left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}\right)} = \frac{100,7 - 30,5}{\ln\left(\frac{100,7}{30,5}\right)} = 58,8^\circ\text{C}.$$

Средняя температура бензола

$$t_{2cp} = t_{\text{конд}} - \Delta t_{cp} = 100,7 - 58,8 = 41,9^\circ\text{C}.$$

$$\text{Расход бензола } G_2 = \frac{20000}{3600} = 5,56 \text{ кг/с}.$$

Объемный расход бензола

$$V_2 = \frac{G_2}{\rho_2} = \frac{5,56}{845} = 6,58 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с},$$

где $\rho_2 = 845 \text{ кг/м}^3$ плотность бензола при температуре 42°C (табл. IV, с. 512 /3/).

Тепловая нагрузка

$$Q = G_2 c_2 (t_{2k} - t_{2n}) = 5,56 \cdot 0,425 \cdot 4190 \cdot (80,2 - 10) = 695048 \text{ Вт},$$

где $c_2 = 0,425 \text{ ккал/кг}\cdot^\circ\text{C}$ – удельная теплоемкость бензола при температуре 42°C (рис. XI, с. 562 /3/).

$$\text{Расход водяного пара } G_1 = \frac{Q}{r_1} = \frac{695048}{2232 \cdot 10^3} = 0,31 \text{ кг/с},$$

где $r = 2232 \text{ кДж/кг}$ – удельная теплота парообразования водяного пара при давлении $1,5 \text{ кгс/см}^2$ (табл. LVII, с. 549 /3/).

Определяем коэффициент теплопередачи K.

Зададимся критерием Рейнольдса $Re = 10000$. Тогда скорость течения воды в трубах теплообменника

$$w_2 = \frac{Re_2 \cdot \mu_2}{d_{\text{вн}} \rho_2} = \frac{10000 \cdot 0,427 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 845} = 0,24 \text{ м/с},$$

где $\mu_2 = 0,427 \cdot 10^{-3}$ – вязкость бензола при температуре 42°C (табл. IX, с.516 /3/); $\rho_2 = 845\text{кг/м}^3$ плотность бензола при 42°C (табл. IV, с. 512 /3/).

Вычисляем число труб на один ход теплообменника.

$$n_p = \frac{4V_2}{\pi d_{\text{вн}}^2 w_2} = \frac{4 \cdot 6,58 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 0,24} = 79.$$

Принимаем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи $K_{\text{мин}} = 120 \text{ Вт/м}^2\text{К}$ (табл. 4.8, с. 172 /3/). Тогда максимальная поверхность теплообмена

$$F_{\text{макс}} = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{695048}{120 \cdot 58,8} = 98,5 \text{ м}^2.$$

Условию $n < 79$ и $F < 98,5 \text{ м}^2$ удовлетворяют несколько теплообменников:

а) двухходовой с диаметром 400 мм и числом труб на один ход $n_{\text{табл}} = 50$ (общее число труб 100);

б) четырехходовой с диаметром 600 мм и числом труб на один ход $n_{\text{табл}} = 52,5$ (общее число труб 206);

в) шестиходовой с диаметром 800 мм и числом труб на один ход $n_{\text{табл}} = 64$ (общее число труб 384).

Выбираем двухходовой горизонтальный теплообменник с диаметром $D = 400$ мм числом труб на один ход 50, длиной труб $\ell = 4$ м, с общим числом труб $n_{\text{общ}} = 100$ и поверхностью теплообмена $F = 31 \text{ м}^2$ (табл. 4.12, с. 215 /3/).

Режим движения в выбранном теплообменнике:

$$\text{Re}_2 = \text{Re} \frac{n_p}{n_{\text{табл}}} = 10000 \frac{79}{50} = 15800.$$

Критериальное уравнение для турбулентного режима имеет вид:

$$\text{Nu}_2 = 0,021 \text{Re}_2^{0,8} \text{Pr}_2^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_2}{\text{Pr}_{\text{ср}2}} \right)^{0,25} = 0,021 \cdot 15800^{0,8} \cdot 5,36^{0,43} = 98,8.$$

$$\text{Отношение} \left(\frac{\text{Pr}_2}{\text{Pr}_{\text{ср}2}} \right)^{0,25} \text{ принято равным 1 (см. выше).}$$

Критерий Прандтля для бензола:

$$Pr_2 = \frac{c_2 \mu_2}{\lambda_2} = \frac{0,425 \cdot 4190 \cdot 0,427 \cdot 10^{-3}}{0,122 \cdot 1,163} = 5,36,$$

где $\lambda_2 = 0,122$ ккал/м·ч·°C – теплопроводность бензола при температуре 42°C (рис. X, с. 561 /3/).

Таким образом,

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_{вн}} = \frac{98,8 \cdot 0,122 \cdot 1,163}{0,021} = 667,5 \text{ Вт/м}^2\text{К}.$$

Коэффициент теплоотдачи при конденсации насыщенного водяного пара на наружной поверхности пучка горизонтальных труб можно определить по уравнению

$$\alpha_1 = 2,02 \varepsilon \varepsilon_1 B_t \sqrt[3]{\frac{n \ell}{G_1}} = 2,02 \cdot 0,65 \cdot 0,6 \cdot 1040 \sqrt[3]{\frac{100 \cdot 4}{0,31}} = 8920 \text{ Вт/м}^2\text{К},$$

где $\varepsilon_1 = 0,5$ для шахматного расположения труб с числом рядов труб по вертикали $n_v = 10$ (рис. 4.7, с. 162 /3/), $\varepsilon_r = 0,6$ для концентрации воздуха в паре 0,5% (рис. 4.9, с. 164 /3/), $B_t = 1040$ для температуры конденсации пара 110°C (табл. 4.6, с. 162 /3/).

Суммарное сопротивление стенки:

$$\sum r = r_1 + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + r_2 = \frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800} = 3,88 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2\text{К/Вт},$$

где $\delta = 0,002$ м – толщина стенки греющих труб; $\lambda_{ст} = 46,5$ Вт/м·К – теплопроводность стали; $\frac{1}{r_{ст1}} = \frac{1}{r_{ст1}} = 5800$ Вт/м²·К – тепловая проводимость загрязнений стенок со стороны водяного пара и бензола соответственно (табл. XXXI, с. 531 /3/).

Коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{8920} + 0,000388 + \frac{1}{667,5}} = 500 \text{ Вт/м}^2\text{К}.$$

Требуемая площадь теплообмена

$$F_p = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{695048}{500 \cdot 58,8} = 23,64 \text{ м}^2.$$

Запас поверхности

$$\Delta = \frac{F - F_p}{F} \cdot 100\% = \frac{31 - 23,64}{31} \cdot 100\% = 23,7\% < 30\% .$$

Выбираем тип теплообменника

Удельный тепловой поток

$$q = \frac{Q}{F} = K\Delta t_{cp} = 500 \cdot 58,8 = 29400 \text{ Вт/м}^2.$$

$$t_{ст1} = t_{конд} - \frac{q}{\alpha_1} = 110,7 - \frac{29400}{8920} = 107,4 \text{ } ^\circ\text{C},$$

$$t_{ст2} = t_{ст1} - q \sum r = 107,4 - 29400 \cdot 3,8 \cdot 10^{-4} = 95 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Средняя температура трубок

$$t_{тр} = \frac{t_{ст1} + t_{ст2}}{2} = \frac{107,4 + 95}{2} = 97^0 \text{ C (K)}$$

$$\Delta t = t_{кож} - t_{тр} = 110,7 - 97 = 13,7 \text{ } ^0\text{C (K)} < 30(\text{K}) .$$

Соответственно выбираем по диаметру теплообменник жесткой конструкции типа ТН (табл. XXXV, с. 534 /3/).

ПРИЛОЖЕНИЕ 6

Пример решения заданий 41–50

Рассчитать высоту насадки H насадочного абсорбера для поглощения паров этанола водой из воздуха при $t = 20^\circ\text{C}$ и $P = 760$ мм рт. ст. от $y_n = 1,0$ (моль.%) до $y_k = 0,01$ (моль.%). Расход инертной части газовой смеси при нормальных условиях $V_0 = 4 \text{ м}^3/\text{с}$. Начальная концентрация абсорбтива в воде $X_n = 0$. Принять расход воды $L = 1,5 \cdot L_{\min}$; рабочую скорость газа в аппарате равной 50 % от скорости захлебывания. Коэффициент распределения $m = 1,08$. В качестве насадки использовать кольца Палля (стальные неупорядоченные) размером $25 \times 25 \times 0,6$ (мм). Характеристики насадки: $\sigma = 235 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $V_{\text{св}} = 0,9 \text{ м}^3/\text{м}^3$; $d_s = 0,015 \text{ м}$. Доля активной поверхности насадки $\phi = 0,95$.

Геометрические размеры колонного массообменного аппарата определяются в основном поверхностью массопередачи, необходимой для проведения данного процесса, и скоростями фаз.

Поверхность массопередачи может быть найдена из основного уравнения массопередачи

$$F = \frac{M}{K_x \cdot \Delta \bar{X}_{\text{cp}}} = \frac{M}{K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{\text{cp}}},$$

где M – количество вещества, переходящее из газовой смеси в жидкую фазу в единицу времени, или нагрузка аппарата, кг/с; K_x , K_y – коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам, кг/(м²с); $\Delta \bar{X}_{\text{cp}}$, $\Delta \bar{Y}_{\text{cp}}$ – средняя движущая сила процесса абсорбции по жидкой и газовой фазам соответственно, кг/кг.

Определение массы поглощаемого вещества и расхода поглотителя.

Обозначим: A – абсорбтив, B – инертный газ, C – абсорбент. $\bar{Y}_n$ – начальная относительная массовая концентрация абсорбтива в газовой фазе; $\bar{Y}_k$ – конечная относительная массовая концентрация абсорбтива в газовой фазе; $\bar{X}_n = 0$ – начальная относительная массовая концентрация абсорбтива в жидкой фазе; $\bar{X}_k$ – конечная относительная массовая концентрация абсорбтива в жидкой фазе.

Расход поглощаемого компонента (этанола) M переходящего из газовой смеси в поглотитель можно найти из уравнения материального баланса

$$M = G \cdot (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L \cdot (\bar{X}_k - \bar{X}_n),$$

где L , G – расходы, соответственно, чистого поглотителя (воды) и инертной части газа (воздуха), кг/с; $\bar{X}_n$, $\bar{X}_k$ – начальная и конечная относительные массовые концентрации этанола в воде, кг этанола/кг воды; $\bar{Y}_n$, $\bar{Y}_k$ – начальная и конечная относительные массовые концентрации этанола в воздухе, кг этанола/кг воздуха.

Пересчитаем мольные концентрации y_n, y_k в относительные массовые концентрации $\bar{Y}_n$, $\bar{Y}_k$ по формуле:

$$\bar{Y} = \frac{y \cdot M_A}{(100 - y)M_B},$$

где y – концентрация, выраженная в мольных процентах; M_A, M_B – мольные массы абсорбтива и инертного газа)

$$y_n = 1,0 \text{ моль \%}; y_k = 0,01 \text{ моль \%};$$

$$\bar{Y}_n = \frac{y_n \cdot M_A}{(100 - y_n)M_B} = \frac{1,0 \cdot 46}{(100 - 1,0)29} = \frac{0,01}{0,99} = 0,016 \text{ кг / кг}.$$

$$\bar{Y}_k = \frac{y_k \cdot M_A}{(100 - y_k)M_B} = \frac{0,01 \cdot 46}{(100 - 0,01)29} = \frac{0,0001}{0,9999} = 0,000159 \text{ кг / кг}.$$

Начальная концентрация этанола в воде $\bar{X}_n = 0$.

Уравнение равновесной линии в относительных массовых концентрациях:

$$\bar{Y}^* = m' \bar{X},$$

где m' – коэффициент распределения $m' = m \frac{M_C}{M_B}$,

где M_C – мольная масса абсорбента.

$$m' = m \frac{M_C}{M_B} = 1,08 \frac{18}{29} = 0,67.$$

Определим $L_{\min}$ – минимальный расход абсорбента из уравнения:

$$L_{\min} = \frac{G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k)}{\bar{X}_k^*},$$

где G – массовый расход инертного газа (воздуха) $G = V'_0 \rho$, ρ – плотность инертного газа (воздуха) при условиях в абсорбере; V'_0 – объемный расход инертного газа (воздуха) при условиях в абсорбере ($t = 20^\circ\text{C}$; $P = 760 \text{ мм рт.ст} = 0,1 \text{ МПа}$).

Приведем объемный расход инертного газа (воздуха) к условиям в абсорбере:

$$V'_0 = V_0 \cdot \frac{(T_0 + t)}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P} = 4,0 \frac{293}{273} \cdot \frac{0,1}{0,1} = 4,293 \text{ м}^3,$$

где V_0 – объемный расход воздуха, $\text{м}^3/\text{с}$; $V_0 = 4 \text{ м}^3/\text{с}$ (по заданию); $T_0 = 273^\circ\text{C}$; $t = 20^\circ\text{C}$.

Пересчитаем плотность инертного газа (воздуха) на условия в абсорбере:

$$\rho_\Gamma = \rho_{0\Gamma} \cdot \frac{T_0}{(T_0 + t)} \cdot \frac{P}{P_0},$$

где $\rho_{0\Gamma}$ – плотность воздуха при нормальных условиях (0°C , $760 \text{ мм рт.ст} = 0,1 \text{ МПа}$); t – температура в абсорбере, $^\circ\text{C}$, P_0 – нормальное давление ($760 \text{ мм рт.ст.} = 0,1 \text{ МПа}$); P – давление в абсорбере, МПа ; $\rho_{0\Gamma} = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных условиях $/3/$; $T_0 = 273^\circ\text{C}$; $t = 20^\circ\text{C}$; $P_0 = 0,1 \text{ МПа}$; $P = 0,1 \text{ МПа}$;

$$\rho_\Gamma = 1,293 \cdot \frac{273}{(273 + 20)} \cdot \frac{0,1}{0,1} = 1,293 \cdot 0,93 \cdot 1 = 1,205 \text{ кг/м}^3.$$

Определим массовый расход инертного газа (воздуха) по формуле:

$$G = V'_0 \cdot \rho_\Gamma = 4,293 \cdot 1,205 = 5,173 \text{ кг/с}.$$

Производительность абсорбера по поглощаемому компоненту (этанолу):

$$M = G \cdot (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = 5,173 \cdot (0,016 - 0,000159) = 0,0819 \text{ кг/с}.$$

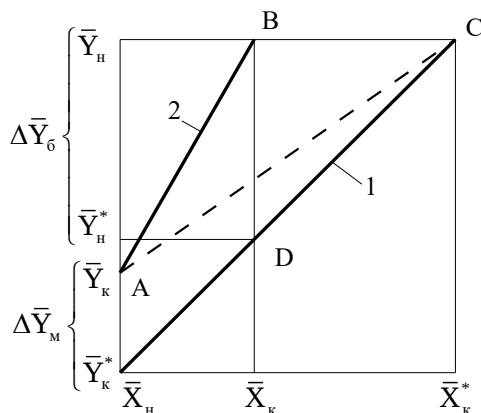
$$\text{Определим } \bar{X}_k^* = \frac{\bar{Y}_n}{m'} = \frac{0,016}{0,67} = 0,0239 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Определим $L_{\min}$ – минимальный расход абсорбента из уравнения

$$L_{\min} = \frac{G(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K)}{\bar{X}_K^*}.$$

Расход абсорбента (воды) принимаем из условия:

$$L = 1,5L_{\min} = 1,5 \cdot 3,429 = 5,143 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$



Равновесная (1) и рабочая (2) линии процесса абсорбции;

AC – рабочая линия при $L = L_{\min}$

Конечную относительную массовую концентрацию $\bar{X}_K$ определяем из уравнения материального баланса:

$$M = L_{\min}(\bar{X}_K^* - \bar{X}_H) = 1,5L_{\min}(\bar{X}_K - \bar{X}_H),$$

откуда конечная концентрация $\bar{X}_K$:

$$\bar{X}_K = \frac{\bar{X}_K^* + 0,5\bar{X}_H}{1,5} = \frac{0,0239}{1,5} = 0,0159 \frac{\text{кг}}{\text{кг}},$$

где $\bar{X}_K^*$ – относительная массовая концентрация этанола в жидкой фазе (воде), равновесная с концентрацией этанола в газе; $\bar{X}_H$ – начальная относительная массовая концентрация этанола в воде.

Удельный расход поглотителя равен:

$$\ell = \frac{L}{G} = \frac{5,143}{5,173} = 0,994.$$

Расчет движущей силы процесса. В насадочных абсорберах жидкая и газовая фаза движутся противотоком. Движущую силу процесса определяем по уравнению /3/:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}} - \Delta \bar{Y}_{\text{K}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{K}}}},$$

где $\Delta \bar{Y}_{\text{H}}$ и $\Delta \bar{Y}_{\text{K}}$ – большая и меньшая движущие силы на входе потоков в абсорбер и на выходе из него, кг /кг.

Значение $\bar{Y}_{\text{H}}^*$ найдем по уравнению равновесной линии:

$$\bar{Y}_{\text{H}}^* = m' \bar{X}_{\text{K}} = 0,67 \cdot 0,0159 = 0,01065 \text{ кг / кг }.$$

Движущая сила абсорбции внизу колонны:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{H}} = \bar{Y}_{\text{H}} - \bar{Y}_{\text{H}}^* = 0,016 - 0,01065 = 0,00535 \text{ кг / кг }.$$

Движущая сила наверху колонны:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{K}} = \bar{Y}_{\text{K}} - \bar{Y}_{\text{K}}^* = 0,000159 - 0,0 = 0,000159 \text{ кг / кг }.$$

Средняя движущая сила процесса абсорбции:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}} - \Delta \bar{Y}_{\text{K}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{K}}}} = \frac{0,00519}{3,52} = 0,00147 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Фазовая диаграмма процесса абсорбции изображена на рисунке.

Расчет скорости газа и диаметра абсорбера. Определим скорость в точке захлебывания или предельную скорость газа в насадочном абсорбере:

$$\lg \left[\frac{W_3^2 \cdot \sigma \cdot \rho_{\text{г}}}{g \cdot V_{\text{св}}^3 \cdot \rho_{\text{ж}}} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

где W_3 – скорость газа в точке захлебывания, м/с; σ – удельная поверхность насадки, м²/м³; $V_{\text{св}}$ – доля свободного объема, м³/м³; $\rho_{\text{г}}, \rho_{\text{ж}}$ – плотность газа и жидкости соответственно, кг/м³; $\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с; A, B – коэффициенты, зависящие от типа насадки; L, G – массовые расход жидкости и газа соответственно, кг/с.

В рассматриваемом примере в качестве насадки используются кольца Палля (стальные неупорядоченные).

Возьмем наиболее используемые кольца Палля размером $25 \times 25 \times 0,6$ (мм). Насадка из таких колец имеет следующие характеристики: $\sigma = 235 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $V_{\text{св}} = 0,9 \text{ м}^3/\text{м}^3$; $d_3 = 0,015 \text{ м}$.

$\rho_{\text{г}} = 1,205 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}} = 1,0 \text{ мПа} \cdot \text{с}$; $A = 0,022$ (для насадок из колец и спиралей); $B = 1,75/3$.

$$\lg \left[\frac{W_3^2 \cdot 235 \cdot 1,205}{9,81 \cdot 0,9^3 \cdot 998} \cdot 1^{0,16} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{5,143}{5,173} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,205}{998} \right)^{0,125}.$$

Откуда $W_3 = 3,68 \text{ м}/\text{с}$.

Рабочая скорость газа в насадочном абсорбере:

$$W = (0,3 - 0,5) \cdot W_3,$$

$$W = 0,5 \cdot W_3 = 0,5 \cdot 3,68 = 1,84 \text{ м}/\text{с}.$$

Диаметр абсорбера находим по уравнению объемного расхода:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_0'}{\pi \cdot W}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,293}{3,14 \cdot 1,84}} = 1,72 \text{ м},$$

где V_0' – объемный расход воздуха при условиях в абсорбере, $\text{м}^3/\text{с}$.

Принимаем стандартный диаметр абсорбера 1,8 м и пересчитываем W с учетом стандартного диаметра

$$W = \frac{4V_0'}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 4,293}{3,14 \cdot 1,8^2} = 1,687 \text{ м}/\text{с}.$$

Расчет коэффициентов массоотдачи и коэффициента массопередачи. Коэффициент массопередачи K_y находим по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений:

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_{\text{г}} + m'/\beta_{\text{ж}}},$$

где $\beta_{\text{г}}$ и $\beta_{\text{ж}}$ – коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой фазах соответственно, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$; m' – коэффициент распределения.

Для газовой фазы /3/:

$$\text{Nu}'_{\text{г}} = 0,407 \text{ Re}_{\text{г}}^{0,655} \cdot \text{Pr}'_{\text{г}}^{0,33},$$

где $\text{Nu}'_{\text{г}}$ – диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы; $\text{Re}_{\text{г}}$ – критерий Рейнольдса для газовой фазы; $\text{Pr}'_{\text{г}}$ – диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы.

$$Nu_{\Gamma}' = \frac{\beta_y \cdot d_3}{D_{\Gamma}},$$

$$\text{отсюда } \beta_y = 0,407 \frac{D_{\Gamma}}{d_3} \cdot Re_{\Gamma}^{0,655} \cdot Pr_{\Gamma}'^{0,33},$$

где D_{Γ} – коэффициент диффузии этанола в газовой фазе (воздухе), м²/сек; d_3 – эквивалентный диаметр насадки, м; Re_{Γ} – критерий Рейнольдса для газовой фазы в насадке; Pr_{Γ}' – диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы.

Критерий Рейнольдса:

$$Re_{\Gamma} = \frac{W \cdot d_3 \cdot \rho_{\Gamma}}{V_{CB} \cdot \mu_{\Gamma}},$$

При небольших концентрациях абсорбтива в инертном газе коэффициент вязкости μ_{Γ} можно принять равным коэффициенту вязкости инертного газа. Коэффициент вязкости воздуха определяем по рис. VI /3/, он равен $18 \cdot 10^{-6}$ Па · с.

$$Re_{\Gamma} = \frac{1,687 \cdot 0,015 \cdot 1,205}{0,9 \cdot 18 \cdot 10^{-6}} = 1882.$$

Критерий Прандтля:

$$Pr_{\Gamma}' = \frac{\mu_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma}}.$$

Приведем D_{Γ} к условиям в абсорбере:

$$D_{\Gamma} = D_{\Gamma}^0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,5},$$

где D_{Γ}^0 – коэффициент диффузии этанола в газовой фазе при 0⁰С, м²/с (табл. XLII /3/). Коэффициент диффузии D_{Γ} абсорбтива в инертном газе можно также определить по выражению (6.20) /3/.

$$D_{\Gamma} = D_{\Gamma}^0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,5} = 10,2 \cdot 10^{-6} \cdot 1 \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 11,34 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{сек}.$$

Определим критерий Прандтля:

$$Pr'_\Gamma = \frac{18 \cdot 10^{-6}}{1,205 \cdot 11,34 \cdot 10^{-6}} = 1,371.$$

Определим коэффициент массоотдачи в газовой фазе:

$$\begin{aligned} \beta_y &= 0,407 \frac{D_\Gamma}{d_s} \cdot Re_\Gamma^{0,655} \cdot Pr_\Gamma^{0,33} = \\ &= 0,407 \frac{11,34 \cdot 10^{-6}}{0,015} \cdot 2091^{0,655} \cdot 1,371^{0,33} = 0,049 \text{ м / с.} \end{aligned}$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x определим из уравнения :

$$Nu'_\text{ж} = 0,0021 Re_\text{ж}^{0,75} \cdot Pr'_\text{ж}^{0,5},$$

где $Nu'_\text{ж}$ – диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы; $Re_\text{ж}$ – критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости; $Pr'_\text{ж}$ – диффузионный критерий Прандтля для жидкой фазы.

Учитывая, что $Nu'_\text{ж} = \frac{\beta_x \cdot \delta_\text{пр}}{D_\text{ж}}$, находим β_x :

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \frac{D_\text{ж}}{\delta_\text{пр}} Re_\text{ж}^{0,75} \cdot Pr'_\text{ж}^{0,5},$$

где $D_\text{ж}$ – коэффициент диффузии этанола в жидкой фазе (воде), м²/сек; $\delta_\text{пр}$ – приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м; $Re_\text{ж}$ – критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости; $Pr'_\text{ж}$ – диффузионный критерий Прандтля для жидкой фазы.

Определим критерий Рейнольдса:

$$Re_\text{ж} = \frac{4 \cdot U \cdot \rho_\text{ж}}{\sigma \cdot \mu_\text{ж} \varphi},$$

где U – плотность орошения, м/с; $\rho_\text{ж}$ – плотность жидкости, кг/м³; σ – удельная поверхность насадки, м²/м³; $\mu_\text{ж}$ – вязкость жидкости, Па·с; φ – доля активной поверхности насадки.

Плотность орошения найдем по формуле:

$$U = \frac{L}{\rho_\text{ж} \cdot S},$$

где L – массовый расход жидкого поглотителя (воды), кг/с; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³.

Площадь поперечного сечения абсорбера

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2.$$

$$U = \frac{5,143}{998 \cdot 2,54} = 0,00203 \text{ м/с}.$$

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4 \cdot 0,00203 \cdot 998}{235 \cdot 0,001} = 34,48.$$

Приведенную толщину стекающей пленки жидкости определим по формуле:

$$\delta_{\text{пр}} = \left[\frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}}^2 \cdot g} \right]^{1/3}.$$

$$\delta_{\text{пр}} = \left[\frac{0,001^2}{998^2 \cdot 9,81} \right]^{1/3} = 4,678 \cdot 10^{-5} \text{ м}.$$

Критерий Прандтля определим по формуле:

$$\text{Pr}'_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}},$$

Коэффициент диффузии $D_{\text{ж}}$ этанола в воде определим по формуле /3/:

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(\beta \cdot M)^{0,5} \cdot T}{\mu_{\text{ж}} \cdot \nu_{\text{эт}}^{0,6}},$$

где β – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя; $\beta = 2,6 / 3$; T – температура процесса абсорбции, К; $\nu_{\text{эт}}$ – мольный объем этанола, см³/моль; M – мольная масса растворителя (воды); $\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости воды, мПа·с.

$$\nu_{\text{эт}} = 14,8 \cdot 2 + 3,7 \cdot 6 + 7,4 = 59,2 \text{ см}^3 / \text{моль};$$

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(2,6 \cdot 18)^{0,5} \cdot 293}{1 \cdot 59,2^{0,6}} = 1,28 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с}.$$

Определим критерий Прандтля по формуле:

$$Pr'_{ж} = \frac{0,001}{998 \cdot 1,28 \cdot 10^{-9}} = 782,8.$$

Определим критерий массоотдачи в жидкой фазе

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \frac{1,28 \cdot 10^{-9}}{4,678 \cdot 10^{-5}} \cdot 34,48^{0,75} \cdot 782,8^{0,5} = 2,288 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}.$$

Выразим коэффициенты массоотдачи в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_{\Gamma} = \beta_y \cdot \rho_{\Gamma} = 0,049 \cdot 1,205 = 0,059 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с};$$

$$\beta_{ж} = \beta_x \cdot \rho_{ж} = 2,288 \cdot 10^{-5} \cdot 998 = 0,0228 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}.$$

Найдем коэффициент массопередачи по газовой фазе

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,059} + \frac{0,67}{0,0228}} = 0,022 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$$

Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера. В соответствии с основным уравнением массопередачи поверхность массопередачи в абсорбере можно определить по формуле:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{cp}},$$

где M – производительность абсорбера по поглощаемому компоненту, кг/с; K_y – коэффициент массопередачи по газовой фазе, кг/м²·с;

$\Delta \bar{Y}_{cp}$ – средняя движущая сила процесса абсорбции, кг/кг.

$$F = \frac{0,0819}{0,022 \cdot 0,00147} = 2532,47 \text{ м}^2.$$

Высоту насадки, требуемую для создания этой поверхности массопередачи, рассчитаем по формуле:

$$H = \frac{F}{\sigma \cdot S \cdot \varphi},$$

где σ – удельная поверхность насадки, S – площадь поперечного сечения колонны.

$$H = \frac{2532,47}{2,54 \cdot 235 \cdot 0,95} = 4,47 \text{ м}.$$

ПРИЛОЖЕНИЕ 7

Пример решения заданий 61–70

Рассчитать и выбрать нормализованную конвективную сушилку барабанного типа с подъемно–лопастным перевалочным устройством для высушивания селитры производительностью $G_{\text{сух}} = 1500$ кг/ч (по абсолютно сухому материалу) с начальной влажностью $W_n = 8\%$ мас., конечной – $W_k = 0,2\%$ мас. Температура материала на входе в сушилку – $\theta_n = 15^\circ\text{C}$, на выходе – $\theta_k = 40^\circ\text{C}$. Характеристика состояния воздуха: на входе в калорифер $t_0 = 20^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 0,8$; на входе в сушилку – $t_1 = 100^\circ\text{C}$, на выходе из сушилки – $t_2 = 50^\circ\text{C}$. Напряжение по влаге $A = 20$ кг/м³ч. Удельная теплоемкость высушенного материала $C_m = 1$ кДж/кг·К. Размер частиц материала $\delta = 0,3$ мм. Насыпная плотность материала $\rho_n = 900$ кг/м³.

Определяем количество испаряемой влаги в процессе сушки

$$W = G_{\text{сух}} \cdot \frac{w_n - w_k}{100} = 1500 \cdot \frac{8 - 0,2}{100} = 117 \text{ кг/ч}.$$

Строим сушильный процесс в теоретической сушилке по диаграмме Рамзина (рисунок): т. А ($t_0 = 20$, $\phi_0 = 80\%$); т. В ($t_1 = 100^\circ\text{C}$, $x_0 = 0,012$ кг/кг); т. С' ($I_1 = 135$ кДж/кг, $t_2 = 50^\circ\text{C}$); $I_0 = 60$ кДж/кг, $x'_2 = 0,032$ кг/кг.

Определяем удельный расход теплоты в теоретической сушилке

$$q_T = \frac{I_1 - I_0}{x'_2 - x_0} = \frac{135 - 60}{0,032 - 0,012} = 3750 \text{ кДж/кг}.$$

Разность между приходом и расходом тепла в самой сушильной камере барабанной сушилки при отсутствии дополнительного подогрева в сушильной камере и транспортирующих средств имеет вид

$$\Delta = \frac{\sum Q}{W} = q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - C_B \theta_1,$$

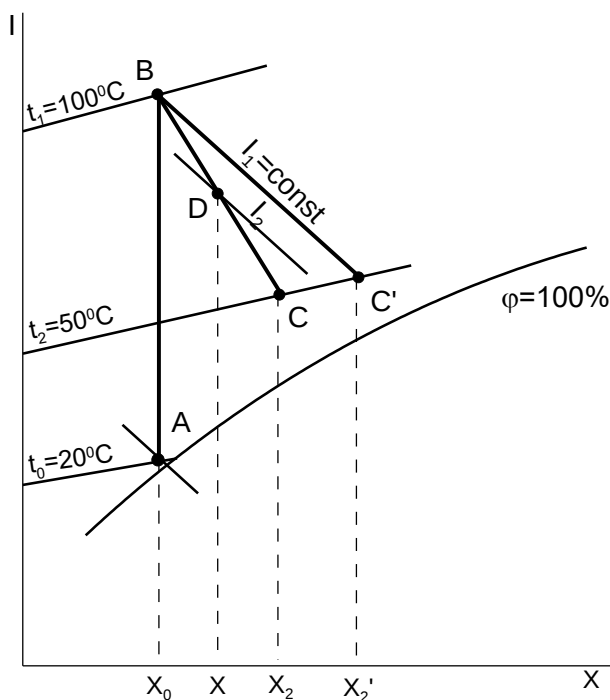
где удельный расход тепла на нагрев высушенного материала

$$q_{\text{мат}} = (G_{\text{сух}}/W) c_{\text{мат}} (\theta_k - \theta_n) = (1500/117) \cdot 10^3 \cdot (40 - 15) = 320,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг},$$

– удельные потери тепла сушилкой в окружающую среду:

$$q_{\text{пот}} = Q_{\text{пот}}/W,$$

C_B – удельная теплоемкость воды при θ_n , кДж/кг К.



Процесс сушки

Удельные потери теплоты принимаем

$$q_{\text{пот}} = (4 \div 6)\% q_T = 0,04 \cdot 3750 = 150 \text{ кДж/кг.}$$

$$\Delta = q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - C_v \theta_H = 320,5 - 150 - 4,19 \cdot 15 = 407,65 \text{ кДж/кг.}$$

Определим значение энтальпии для реальной сушки при принятом значении x , выбранном произвольно при условии $x_0 < x < x'_2$.

Принимаем $x = 0,025 \text{ кг/кг.}$

$$I_2 = I_1 - \Delta(x - x_0) = 135 - 407,65 \cdot (0,025 - 0,012) = 129,7 \text{ кДж/кг.}$$

Строим точку D с координатами (x, I_2) . Соединяем точки B и D и проводим линию до пересечения с изотермой t_2 получаем т. C с координатами $x_2 = 0,028 \text{ кг/кг, } t_2 = 50^\circ \text{C.}$

Расход сухого воздуха на сушку:

$$L_c = W / (x_2 - x_0) = 117 / (0,028 - 0,012) = 7313 \text{ кг/ч} = 2,03 \text{ кг/с.}$$

Расход теплоты, передаваемого воздуху в калорифере:

$$Q = L_C (I_1 - I_0) = 2,03 \cdot (135 - 60) = 152,3 \text{ кВт.}$$

Рассчитываем диаметр сушилки

$$D = \sqrt{\frac{4L_C V_{уд}}{\pi(1-\beta)W_{вых}}},$$

где $V_{уд}$ – удельный объем влажного газа, $\text{м}^3/\text{кг}$, $W_{вых}$ – скорость газа на выходе из барабана, м/с , β – коэффициент заполнения барабана материалом, зависящий от типа перевалочного устройства (для подъемно-лопастного – $\beta = 12\%$).

$$V_{уд} = \frac{R_B T}{P - \phi_B P_{нас}},$$

где $R_B = 287 \text{ Дж/кг К}$ – газовая постоянная для воздуха, T – температура воздуха на выходе из сушилки, К , P – общее давление в паровоздушной смеси, Па ; ϕ_B – относительная влажность воздуха, $P_{нас}$ – давление насыщенного водяного пара при t_2 , Па .

Таблица 1. К выбору рабочей скорости газов в сушильном барабане

Размер частиц, δ мм	Скорость газа при насыпной плотности материала, кг/м^3				
	350	1000	1400	1800	2200
0,3 – 2 мм	0,1 – 1	2 – 5	3 – 7	4 – 8	5 – 10
Более 2 мм	1 – 3	3 – 5	4 – 8	6 – 10	7 – 12

$$V_{уд} = \frac{287 \cdot (273 + 50)}{10^5 - 0,8 \cdot 12580} = 1,03 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,03 \cdot 1,03}{3,14(1 - 0,12) \cdot 2,5}} = 1,1 \text{ м}.$$

Округляем до ближайшего нормализованного размера:
 $D = 1200 \text{ мм}$.

Общий объем барабана $V_{\text{барабана}} = W/A = 117/20 = 5,85 \text{ м}^3$.

Определяем длину барабана:

$$L = \frac{4V_{\text{барабана}}}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 5,85}{3,14 \cdot 1,2^2} = 5,173 \text{ м}.$$

Округляем до ближайшего нормализованного размера:
 $L = 6000$ мм.

Таблица 2. Нормализованные размеры барабанной сушилки

D, мм	1000	1200	1600	2000	2200	2500 2800	3000	3200
L, мм	4000 6000	6000 8000 10000	8000 10000 12000	8000 10000 12000	10000 12000 14000 16000	20800	18000 20000	22000

Отношение $L/D = 6/1,2 = 5$, что соответствует рекомендованному пределу.

Если рассчитанные размеры D и L не соответствуют нормализованным размерам барабанной сушилки, приведенным в таблице 2, то рекомендуется изменять значения x и скорости газа в указанных пределах.

СОДЕРЖАНИЕ

Предмет, значение и задачи дисциплины.....	3
Программа дисциплины ПАХТ.....	6
Лабораторные работы.....	11
Курсовой проект.....	13
Методические указания к выполнению контрольных работ.....	14
Контрольные задания.....	18
Контрольные вопросы.....	27
Основная литература.....	33
Дополнительная литература.....	34
Приложение 1.....	38
Приложение 2.....	40
Приложение 3.....	44
Приложение 4.....	46
Приложение 5.....	50
Приложение 6.....	58
Приложение 7.....	68

Ответственный за выпуск В.В. Никешин

Лицензия № 020404 от 6.03.97 г.

Подписано в печать 12.02.14.

Бумага офсетная
уч.-изд.л.

Печать Riso
Тираж 300 экз.

Формат 60x84 1/16

усл.печ.л.
Заказ «С»

Издательство Казанского национального исследовательского
технологического университета

Офсетная лаборатория Казанского национального
исследовательского технологического университета

420015, Казань, К. Маркса, 68