

Электронный учебно-методический комплекс



Промышленные теплообменные процессы и установки



Минск
2014

СОДЕРЖАНИЕ

ГЛАВА I. ТИПОВАЯ ПРОГРАММА УЧЕБНОЙ ДИСЦИПЛИНЫ	5
ГЛАВА II. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	15
ВВЕДЕНИЕ	15
Тема 1. ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ	15
1.1 Свойства теплоносителей	15
1.3 Рекуперативные теплообменные аппараты	19
1.3.1 Рекуперативные теплообменные аппараты, работающие без изменения агрегатного состояния теплоносителей	19
1.3.2 Рекуперативные теплообменные аппараты, работающие с изменением агрегатного состояния одного теплоносителя	25
1.3.3 Рекуперативные теплообменные аппараты, работающие с изменением агрегатного состояния обоих теплоносителей	27
1.3.4 Расчет рекуперативных теплообменных аппаратов	29
1.3.5 Ребристые теплообменные аппараты	32
1.4 Регенеративные теплообменные аппараты	36
1.5 Смесительные теплообменные аппараты	37
1.5.1 Тепловой расчет безнасадочного (камерного) теплообменного аппарата	39
1.5.2 Тепловой расчет насадочного теплообменного аппарата	43
Тема 2. ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ	46
2.1 Отличие процесса выпаривания от кипения чистого растворителя	46
2.2 Классификация выпарных аппаратов	47
2.3 Конструкции выпарных аппаратов	48
2.4 Принципиальная схема выпарного аппарата	52
2.5 Материальный баланс процесса выпарки	52
2.6 Схемы многокорпусных выпарных установок	53
2.7 Полная температурная депрессия	56
2.8 Полная и полезная разности температур	57
2.9 Выпарка при одинаковой и минимальной поверхности теплообмена корпусов	57
2.10 Тепловой расчет выпарной установки	59
2.11 Приближенный метод определения расхода пара на выпарную установку	64
Тема 3. ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ	66
3.1 Физико-химические свойства смесей	66

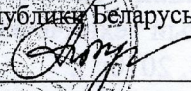
3.2 Способы перегонки смесей	72
3.3 Материальный баланс процесса ректификации.....	75
3.4 Тепловой баланс ректификационной колонны	76
3.5 Определение числа тарелок в ректификационной колонне	79
3.6 Определение геометрических размеров ректификационной колонны	82
Тема 4. СУШИЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ	86
4.1 Построение кривых сушки	87
4.2 Схема сушильной установки	90
4.3 Полный материальный баланс сушильной камеры.....	91
4.4 Тепловой баланс сушилки.....	92
4.5 Внутренний тепловой баланс сушильной камеры	95
4.6 Изображение процесса сушки в I, d – диаграмме сушильного агента	96
4.7 Определение расхода теплоты в процессе сушки с помощью I, d - диаграммы сушильного агента	97
4.8 Конструкции сушилок.....	97
Тема 5. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ТЕПЛОМАССООБМЕН- НЫХ УСТАНОВОК.....	108
5.1 Конденсатоотводчики	108
Тема 6. ТРАНСФОРМАТОРЫ ТЕПЛОТЫ	111
6.1 Компрессионные холодильные установки	111
6.2 Методы повышения эффективности компрессионной холодильной установки.....	114
6.3 Характеристики отдельных элементов компрессионной холодильной установки.....	118
6.4 Абсорбционные холодильные установки.....	121
6.5 Пароэжекторные холодильные установки.....	128
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	130
ГЛАВА III. ПРАКТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	131
<i>Раздел I. ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ</i>	<i>131</i>
ЛАБОРАТОРНЫЕ РАБОТЫ № 1 – 4	131
Тема: «Лабораторные исследования кинетики сушки пористых..... материалов»	131
ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 5	146
Тема: «Испытание однокорпусного выпарного аппарата».....	146
ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 6	153

Тема: «Изучение процесса тепломассообмена между воздухом и водой в насадочном скруббере»	153
ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 7	163
Тема: «Исследование зависимости физико-химической температурной депрессии от концентрации раствора»	163
ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 8	167
Тема: «Исследование процесса дистилляции».....	167
ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 9	174
Тема: «Испытание аппарата четкой ректификации».....	174
<i>Раздел II. КУРСОВОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ</i>	184
ВВЕДЕНИЕ.....	184
РЕКОМЕНДУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА.....	184
МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ПО ОСНОВНЫМ ТЕМАМ КУРСОВОГО ПРОЕКТИРОВАНИЯ	185
1. Методические указания по расчету схемы установки концентрирования растворов..	185
2. Методические указания по расчету схемы установки для разделения бинарной смеси взаимно растворимых компонентов.....	193
3. Методические указания по расчету сушилки с кипящим слоем	201
4. Методические указания по расчету компрессионной холодильной установки.....	208
ГЛАВА IV. КОНТРОЛЬ ЗНАНИЙ.....	213
1. Перечень вопросов, выносимых на экзамен по учебной дисциплине «Промышленные тепломассообменные процессы и установки» I часть	213
2. Тематика задач, выносимых на экзамен по учебной дисциплине «Промышленные тепломассообменные процессы и установки» I часть	216
3. Перечень вопросов, выносимых на экзамен по учебной дисциплине «Промышленные тепломассообменные процессы и установки» II часть	220
4. Тематика задач, выносимых на экзамен по учебной дисциплине «Промышленные тепломассообменные процессы и установки» II часть	223

ГЛАВА I. ТИПОВАЯ ПРОГРАММА УЧЕБНОЙ ДИСЦИПЛИНЫ

Министерство образования Республики Беларусь

Учебно-методическое объединение вузов Республики Беларусь по образованию в области энергетики и энергетического оборудования


УТВЕРЖДАЮ
 Первый заместитель Министра образования
 Республики Беларусь

 А.И. Жук
 15.04.2011
 Регистрационный № ТД- I. 722 /тип.

ПРОМЫШЛЕННЫЕ ТЕПЛОМАССОБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И УСТАНОВКИ

Типовая учебная программа
 для высших учебных заведений по специальности
 1-43 01 05 Промышленная теплоэнергетика

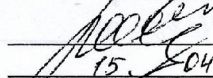
СОГЛАСОВАНО

Председатель учебно-методического
 объединения вузов
 Республики Беларусь по образованию
 в области энергетики и энергетического
 оборудования

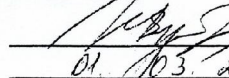

 Ф.А. Романюк
 6.12.2010г.

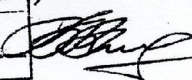
СОГЛАСОВАНО

Начальник Управления высшего и
 среднего специального образова-
 ния
 Министерства образования
 Республики Беларусь

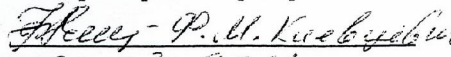

 Ю.И. Миксюк
 15.04.2011

Проректор по учебной и воспита-
 тельной работе Государственного
 учреждения образования
 «Республиканский институт выс-
 шей школы»


 В.И. Шупляк
 01.03.2011

Подпись Романюка Ф.А.
 Заверено: Заг.аддзела кадраў 

Эксперт-нормоконтролер


 01.03.2011

Минск 2010 г.

СОСТАВИТЕЛЬ:

А.В. Кочетков, доцент кафедры «Промышленная теплоэнергетика и теплотехника» Белорусского национального технического университета, кандидат технических наук, доцент

РЕЦЕНЗЕНТЫ:

Кафедра «Промышленная теплоэнергетика» Учреждения образования «Гомельский государственный технический университет им П.О.Сухого» (протокол № 15 от 25.05. 2010г.);

К.Э.Гаркуша, доцент кафедры «Энергетика» Учреждения образования «Белорусский аграрный технический университет, кандидат технических наук

РЕКОМЕНДОВАНА К УТВЕРЖДЕНИЮ В КАЧЕСТВЕ ТИПОВОЙ:

Кафедрой «Промышленная теплоэнергетика и теплотехника» Белорусского национального технического университета (протокол № 17 от 26.04. 2010 г.)

Научно-методической комиссией Белорусского национального технического университета (протокол № 14 от 15.10. 2010 г.)

Учебно-методическим объединением вузов Республики Беларусь по образованию в области энергетики и энергетического оборудования (протокол № 40 от 06.12. 2010 г.)

Ответственный за редакцию: А.В. Кочетков
Ответственный за выпуск: В.А. Седнин

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

Типовая учебная программа «Промышленные теплообменные процессы и установки» разработана в соответствии с требованиями образовательного стандарта по специальности 1 – 43 01 05 «Промышленная теплоэнергетика».

Целью изучения дисциплины является изучение современных конструкций, методов расчета теплотехнологических схем, процессов и аппаратов, источников и методов использования вторичных энергоресурсов, систем для защиты окружающей среды; выработка навыков в оформлении проектно-конструкторской документации.

Задачи изучения дисциплины заключаются в приобретении навыков и умений оценивать, выбирать, оптимизировать и разрабатывать теплотехнологические схемы установок, систем и их элементов

Дисциплина базируется на материалах следующих дисциплин: «Прикладная механика», «Гидрогазодинамика», «Теплообмен».

Дисциплина «Промышленные теплообменные процессы и установки» является базовой для изучения дисциплин «Источники и системы теплоснабжения промпредприятий», «Системы производства и распределения энергоносителей промпредприятий» и дисциплины специализации «Проектирование, монтаж и эксплуатация теплоэнергетического оборудования» при изучении дисциплины теоретический материал закрепляется решением примеров.

В результате освоения дисциплины «Промышленные теплообменные процессы и установки» студент должен:

знать:

- основные виды промышленных тепло- и массообменных процессов, аппаратов и установок;
- выпарные установки, адиабатные, контактные и с погруженными горелками;
- рекуперативные и регенеративные теплообменные аппараты;
- смесительные аппараты: скрубберы полые и насадочные, кондиционеры, градирни;
- сушку жидкотекучих, твердых, дисперсных, ленточных материалов;
- процессы перегонки и ректификации бинарных смесей;
- термодинамические основы получения холода;
- вспомогательное оборудование, конденсатоотводчики, брызгоотделители, пылеочистительные устройства, сосуды и резервуары.

уметь:

- составлять материальные и тепловые балансы теплообменных аппаратов;
- выполнять конструктивный и поверочный расчеты теплообменных аппаратов;

- использовать знания в области режимов работы технологических схем и аппаратов.

Методы (технологии) обучения

Основными методами (технологиями) обучения, отвечающими целям изучения дисциплины, являются:

- элементы проблемного обучения (проблемное изложение, частично-поисковый метод), реализуемый на лекционных занятиях;
- элементы учебно-исследовательской деятельности, творческого подхода, реализуемые на практических (или лабораторных) занятиях и при самостоятельной работе;
- коммуникативные технологии (дискуссии, учебные дебаты и другие формы и методы), реализуемые на практических занятиях и конференциях.

Организация самостоятельной работы студентов

При изучении дисциплины рекомендуется использовать следующие формы самостоятельной работы:

- контролируемая самостоятельная работа в виде решения индивидуальных задач в аудитории на практических занятиях под контролем преподавателя в соответствии с расписанием;
- управляемая самостоятельная работа, в том числе в виде выполнения индивидуальных расчетных занятий с консультациями преподавателя.

Диагностика компетенций студента

Для оценки достижений студента используется следующий диагностический инструментарий:

- защита выполненных на практических занятиях индивидуальных заданий;
- защита выполненных на лабораторных занятиях и оформленных лабораторных работ по каждой изучаемой теме дисциплины;
- защита курсового проекта;
- сдача зачетов по дисциплине;
- сдача экзамена.

Согласно типовому учебному плану на изучение дисциплины отведено всего 326 ч., в том числе – 150 ч. аудиторных занятий, из которых лекции – 76 ч., практические занятия – 44 ч., лабораторные работы – 30 ч.

Примерный тематический план

Наименование раздела, темы	Лекции (часы)	Лабораторные занятия (часы)	Практические занятия (часы)	Всего аудиторных часов
1	2	3	4	5
Раздел I. Основные виды промышленных теплообменных процессов, аппаратов и установок				
Тема 1. Классификация теплообменных процессов и аппаратов.	2			2
Тема 2. Назначение отдельных видов теплообменных и теплообменных аппаратов и место их применения. Теплоносители.	8			8
Раздел II. Рекуперативные и регенеративные теплообменные аппараты				
Тема 3. Рекуперативные теплообменные аппараты	8	12	8	28
Тема 4. Регенеративные теплообменные аппараты	4			4
Раздел III. Выпарные установки				
Тема 5. Выпаривание растворов	8	8	6	22
Тема 6. Технологические схемы выпарных установок	4	2		6
Раздел IV. Теплообменные процессы и установки				
Тема 7. Смесительные аппараты	6	4	4	14
Тема 8. Сушильные установки	6	6	4	16
Раздел V. Перегонные и ректификационные установки				
Тема 9. Разделение смесей	8	6	4	18
Тема 10. Процессы сорбции	4	2		6
Раздел VI. Установки для трансформации теплоты				
Тема 11. Способы получения холода	8	2	2	12
Тема 12. Утилизация низкопотенциальной теплоты	4	2	2	8
Раздел VII. Вспомогательное оборудование теплообменных установок				
Тема 13. Вспомогательное оборудование	6			6
ВСЕГО	76	44	30	150

СОДЕРЖАНИЕ ДИСЦИПЛИНЫ

Раздел I. ОСНОВНЫЕ ВИДЫ ПРОМЫШЛЕННЫХ ТЕПЛОМАССОБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ, АППАРАТОВ И УСТАНОВОК

Тема 1. Классификация тепломассообменных процессов и аппаратов

Понятия и определения. Теплотехнологические схемы. Классификация теплообменных, тепломассообменных процессов и аппаратов: по способу теплообмена; по времени; по назначению.

Тема 2. Назначение отдельных видов теплообменных и тепломассообменных аппаратов и место их применения. Теплоносители

Теплообменные и тепломассообменные установки: тепловые пункты (бойлерные); подогревательные, конденсационные и холодильные, выпарные, опреснительные, дистилляционные, ректификационные, сушильные, реакционные и другие установки. Теплоносители: основные свойства, области рационального применения.

Раздел II. РЕКУПЕРАТИВНЫЕ И РЕГЕНЕРАТИВНЫЕ ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Тема 3. Рекуперативные теплообменные аппараты

Конструкции рекуперативных теплообменников (трубчатых, кожухотрубчатых, пластинчатых, спиральных). Тепловой, конструктивный и поверочный расчеты теплообменников; их основные элементы и узлы.

Гидравлический расчет аппаратов. Аппараты с развитыми поверхностями теплообмена; способы их изготовления. Рекуперативные аппараты периодического действия; их тепловые балансы, графики температур и нагрузки. Методы интенсификации теплообмена.

Тепловые трубы и термосифоны; области их применения.

Тема 4. Регенеративные теплообменные аппараты

Конструкции регенеративных теплообменных аппаратов и установок. Особенности теплообмена в слое. Тепловой расчет регенераторов.

Раздел III. ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ

Тема 5. Выпаривание растворов

Физические основы процессов выпаривания. Свойства растворов. Схемы выпарных установок с аппаратами поверхностного типа: прямоточные, противоточные, смешанные, непрерывного и периодического действия, с конденса-

тором, с противодавлением, с ухудшенным вакуумом, с тепловым насосом. Выпарные установки адиабатные, с контактными нагревателями и погружными горелками.

Тема 6. Технологические схемы выпарных установок

Схемы подогрева раствора. Оптимальное число ступеней установки. Рациональные схемы использования вторичного тепла. Конструкции выпарных аппаратов. Сепараторы и брызгоотделители. Перспективы развития выпарных аппаратов и установок.

Материальный баланс, определение количества выпаренной влаги и концентрации раствора; тепловой расчет многоступенчатой выпарной установки (МВУ). Располагаемая и полезная разности температур. Технико-экономические показатели МВУ. Теплотехнологические выбросы. Выпарные установки в схемах очистки сточных вод.

Раздел IV. ТЕПЛОМАССОБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И УСТАНОВКИ

Тема 7. Смесительные аппараты

Технологические процессы и установки с теплообменом. Движущая сила массообменных процессов. $H-d$ – диаграмма и процессы на ней.

Смесительные теплообменные аппараты и установки: конденсаторы смешения, скрубберы полые и насадочные, кондиционеры, градирни. Адиабатные установки, испарители с гидрофобным теплоносителем, барботажно-пенные установки, установки с погружными горелками. Конструкции аппаратов. Материальные и тепловые балансы. Методы и алгоритмы расчета аппаратов.

Тема 8. Сушильные установки

Назначение и виды обезвоживания. Области применения сушки. Свойства влажных материалов как объектов сушки. Общие сведения о процессе сушки. Кинетика сушки. Динамика сушки. Конвективная сушка. Материальный и тепловой балансы конвективных сушильных установок. Теплотехнологические схемы установок. Аппаратурно-технологическое оформление процессов сушки. Сушка жидкотекучих, твердых, дисперсных, ленточных материалов. Перспективы развития сушильной техники. Сушильная техника в системе защиты окружающей среды.

Раздел V. ПЕРЕГОННЫЕ И РЕКТИФИКАЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

Тема 9 Разделение смесей

Общие сведения о перегонке и ректификации. Физико-химические свойства бинарных смесей. Особенности процессов кипения и конденсации бинарных смесей. Азеотропные смеси. Дистилляция. Диаграмма состояния t - y - x и диаграмма равновесия y - x бинарных смесей. Процессы в ректификационных установках и их изображение на t - y - x и y - x диаграммах. Дефлегмация и рек-

тификация. Схемы ректификационных установок для двойных и тройных смесей. Экстрактивная ректификация.

Конструкции тарельчатых, ситчатых и насадочных колонн. Определение числа тарелок в колонне. Влияние флегмового числа на экономику при проектировании и эксплуатации колонны. Тепловой баланс ректификационных установок. Охрана труда и противопожарная техника при ректификации. Перегонка в процессах обезвреживания промстоков.

Тема 10. Процессы сорбции

Сорбционные процессы и установки. Уравнения абсорбции и процессы на u - x диаграмме равновесия. Технологические схемы и конструкции абсорберов. Адсорбция и адсорбенты. Конструкции адсорберов. Сорбционные процессы в очистке газовых выбросов.

Раздел VI. УСТАНОВКИ ДЛЯ ТРАНСФОРМАЦИИ ТЕПЛОТЫ

Тема 11. Способы получения холода

Классификация установок для трансформации теплоты; области их применения. Термодинамические основы получения холода. Рабочие тела и хладонносители.

Холодильные установки. Сравнительная характеристика холодильных установок. Компрессионные холодильные установки и их элементы, методы теплового расчета. Абсорбционные холодильные установки. Элементы и источники энергии для абсорбционных холодильных установок; основные показатели и методы теплового расчета установок. Пароэжекторные холодильные установки и их элементы; область применения, источники энергии для получения холода, методы и алгоритмы расчета.

Тема 12. Утилизация низкопотенциальной теплоты

Теплонасосные установки. Утилизация низкопотенциальных тепловых потоков в теплонаносных установках. Типы теплонаносных установок.

Раздел VII. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ УСТАНОВОК

Тема 13. Вспомогательное оборудование

Оборудование для перемещения и разделения неоднородных жидкостей. Дозаторы и питатели. Пылеочистные устройства. Брызгоотделители. Барометрические конденсаторы. Конденсатоотводчики. Сосуды и резервуары. Дробилки и мельницы.

ИНФОРМАЦИОННО-МЕТОДИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

Примерный перечень тем практических занятий:

1. Рекуперативные теплообменные аппараты.

- а) Пример расчета кожухотрубного теплообменного аппарата.
 - б) Расчет ребристых теплообменников.
2. Выпарные установки. Методика расчета многокорпусной выпарной установки.
 3. Смесительные теплообменные аппараты.
 - а) Расчет насадочного скруббера.
 - б) Расчет камерного смесительного аппарата.
 - в) Графоаналитический способ расчета средней разности температур смесительных аппаратов.
 4. Сушильные установки
 - а) Пример расчета барабанной сушилки
 - б) Пример расчета распылительной установки
 5. Ректификационные установки.
 - а) Построение диаграммы состояния $t - y - x$ (фазовая диаграмма).
 - б) Использование диаграммы равновесия ($y - x$) в расчете числа тарелок
 - в) Пример расчета колпачковой ректификационной колонны для разделения бинарной смеси.
 6. Установки для трансформации теплоты. Пример расчета компрессионной холодильной установки и её элементов.

Примерный перечень тем лабораторных работ

1. Измерение тепловых режимов теплообменников.
2. Расчет коэффициентов теплоотдачи излучением и конвекцией поверхностью теплообменника при различных температурах.
3. Определение коэффициента теплопередачи теплообменника типа труба в трубе.
4. Испытание однокорпусной выпарной установки.
5. Исследование кинетики сушки древесных опилок при конвективном способе подвода теплоты.
6. Исследование кинетики сушки пористой пластины
7. Испытание дистилляционной установки для разделения смеси этиловый спирт-вода.
8. Изучение процессов тепломассообмена в насадочном скруббере.
9. Исследование изменения физико-химической температурной депрессии в зависимости от концентрации раствора.

Примерное содержание курсового проекта

Объем курсового проекта рассчитан на 60–80 часов самостоятельной работы. Тематика курсового проекта включает проектирование новой или модернизацию одной из теплотехнологических промышленных установок (теплопри-

готовительная, сушильная, выпарная, холодильная, перегонная и т.п.). Расчетная часть (объемом 25–30 стр. текста) содержит обоснование назначения и выбора установки, материальный и тепловой балансы, конструктивный или поверочный расчеты оборудования, варианты расчетов с помощью ЭВМ, выбор конструкционных материалов, расчет на прочность элементов установок, выбор вспомогательного оборудования, решение вопросов охраны окружающей среды. Графическая часть (объемом 2,5–3 листа формата А1) содержит теплотехнологические схемы, эскизные чертежи общих видов аппаратов, их узлы и детали.

Основная литература

1. Бакластов А.М. Промышленные теплообменные процессы и установки / А.М. Бакластов, [и др.]; под общ. ред. А.М.Бакластов. – М.: Энергоиздат, 1986. – 328 с.
2. Лебедев П.Д. Теплообменные, сушильные и холодильные установки / П.Д. Лебедев. – М.: Энергия, 1989. – 341 с.
3. Григорьев В.А. Тепло- и массообменные аппараты криогенной техники / В.А.Григорьев, Крохин Ю.И. – М.: Энергоиздат, 1982. – 312 с.
4. Лебедев П.Д. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий / П.Д.Лебедев, А.А.Щукин. – М.: Энергия, 1981. – 408 с.

Дополнительная литература

1. Голубков Б.Н. Теплотехническое оборудование и теплоснабжение предприятий /Б.Н.Голубков, [и др.]; под общ. ред. Б.Н.Голубков. – М.: Энергия, 1988. – 547 с.
2. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: в 2 т. / Ю.И.Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 768 с.

ГЛАВА II. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

ВВЕДЕНИЕ

Практически любое промышленное предприятие потребляет электрическую и тепловую энергию (например, энергию сжигаемого топлива, пара, горячей воды и др.).

Все теплообменные процессы и установки разделяются на высоко-, средне- и низкотемпературные, а также криогенные.

К высокотемпературным относятся огнетехнические процессы и установки (промышленные печи) с диапазоном рабочих температур от 400 до 2000 °С; к среднетемпературным - установки, рабочий диапазон которых лежит в пределах от 150 до 700 °С (выпарные, ректификационные, сушильные установки), к низкотемпературным - установки с диапазоном температур от –150 до +150 °С (отопительные, вентиляционные системы, кондиционеры, тепловые насосы и холодильные установки).

Установки с рабочим диапазоном температур ниже –150 °С называются криогенными (например, установки для разделения воздуха).

Учебная дисциплина «Промышленные тепломассообменные процессы и установки» изучает конструкции, принцип действия и методику расчетов основного средне- и низкотемпературного тепломассообменного оборудования, к которому относятся теплообменные аппараты, выпарные, ректификационные, сушильные и холодильные установки. Во всех перечисленных выше устройствах имеют место процессы теплообмена, а в некоторых к тому же и массообмена.

Тема 1. ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

1.1 Свойства теплоносителей

Теплообменным аппаратом называется устройство, в котором происходит передача энергии (в виде теплового потока) от одной среды (более нагретой) у другой. Среда, принимающие участие в теплопередаче, называются теплоноси-

телями. Наиболее распространенные теплоносители – водяной пар, вода, иные жидкости и их пары, дымовые газы, воздух. Выбор теплоносителя определяется рядом конкретных условий:

- назначением и характером теплового процесса (нагревание, охлаждение, испарение, конденсация и т.д.);
- конструкцией теплообменного аппарата;
- теплофизическими, химическими и эксплуатационными свойствами теплоносителей;
- экономическими соображениями.

Основные теплофизические свойства теплоносителей:

- температура, t , °С или T , К (высокая – дымовые газы, средняя – перегретый и насыщенный пар, горячая вода, ниже температуры окружающей среды – хладагенты, хладоносители);
- плотность, ρ , кг/м³, (при большой плотности можно переносить больше теплоты при малых температурных перепадах теплоносителя → меньше проходные сечения каналов в аппаратах);
- теплоемкость, c_p , кДж/(кг·К) или c'_p , кДж/(м³·К) (при большой теплоемкости аккумулируется много теплоты в малом количестве массы → меньше расход теплоносителя → экономия энергии на его транспортировку и уменьшение затрат на трубопроводы) (таблица 1.1);
- теплопроводность, λ , Вт/(м·К) (влияет на коэффициент теплоотдачи теплоносителя α , чем выше λ , тем больше α) (таблица 1.1);
- теплота фазового перехода (парообразования, конденсации), r , кДж/кг (имеет большое значение при теплообмене с фазовыми превращениями (кипение, конденсация), чем выше r , тем меньше расход теплоносителя) (таблица 1.1);
- температура насыщения (кипения), t_s , °С (определяет давление теплоносителя, меняющего агрегатное состояние; предпочтителен теплоноситель,

имеющий высокую температуру фазового перехода при сравнительно невысоком давлении, → тоньше стенки аппаратов и трубопроводов, они легче и дешевле, проще поддерживать герметичность).

Теплоносители должны быть:

- химически стойкими в рабочем диапазоне температур и давлений;
- взрыво- и пожаробезопасными, не токсичными;
- удобно храниться, транспортироваться;
- достаточно доступными и дешевыми.

Таблица 1.1 – Основные теплофизические характеристики некоторых веществ

Теплоноситель	Массовая изобарная теплоемкость c_p , кДж/(кг·К)	Теплопроводность λ , Вт/(м·К)	Теплота парообразования r , кДж/кг
Натрий (жидкий)	1,380	86,50	4200
Ртуть	0,138	10,00	293
Вода	4,190	0,60	2250
Хладагент (фреон-22)	0,840	0,79	156
Воздух	1,000	0,025	197

1.2 Классификация теплообменных аппаратов

Общий принцип классификации теплообменных аппаратов (ТА) представлен на схеме (рисунок 1.1).

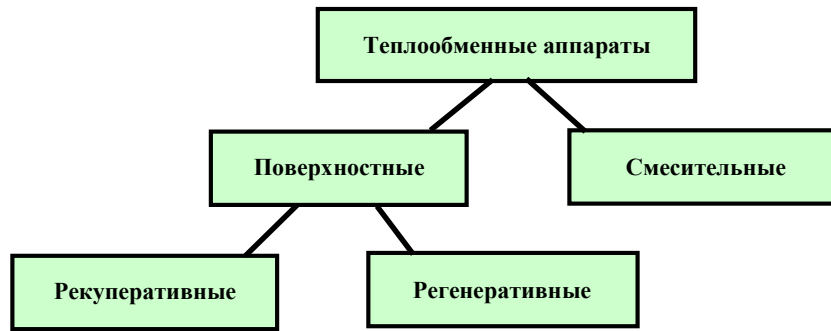


Рисунок 1.1 – Классификация теплообменных аппаратов

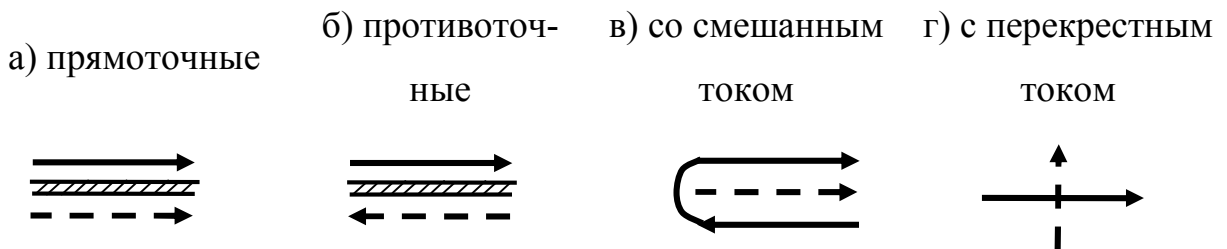
В **смесительных** ТА теплообмен происходит между непосредственно соприкасающимися средами (теплоносителями), которые смешиваются.

Поверхностные ТА имеют поверхность, принимающую участие в передаче теплоты, обычно без непосредственного соприкосновения теплоносителей (поверхность труб, пластины).

Поверхностные ТА в свою очередь подразделяются на **рекуперативные** и **регенеративные**. В рекуперативных ТА греющий и нагреваемый теплоносители движутся одновременно вдоль разделяющей их стенки (поверхности теплопередачи). В регенеративных ТА теплоносители движутся последовательно по одним и тем же каналам, нагревая, а затем охлаждая аккумулирующие теплоту стенки каналов.

В свою очередь рекуперативные ТА классифицируются:

– по принципу организации движения теплоносителей на:



где - один теплоноситель; - второй теплоноситель;

– по конструктивным особенностям: трубчатые и пластинчатые;

– по ориентации в пространстве: вертикальные, горизонтальные и редко наклонные.

Теплообменные аппараты изготавливаются из металлов (сталь, чугун, цветные металлы), керамика.

Для характеристики эффективности работы ТА обычно используют **коэффициент сохранения (удержания) тепла** аппаратом. Если Q_2 – теплота, отданная горячим теплоносителем, Q_x – теплота, воспринятая холодным теплоносителем, а Q_n – потери теплоты в окружающую среду (через изоляцию ТА), то уравнение теплового баланса ТА $Q_2 = Q_x + Q_n$, а коэффициент сохра-

нения теплоты $\eta = \frac{Q_x}{Q_2} = \frac{Q_x}{Q_x + Q_n}$ или $\eta = \frac{Q_x}{Q_2} = \frac{Q_2 - Q_n}{Q_2} = 1 - \frac{Q_n}{Q_2}$.

Коэффициент сохранения (удержания) тепла аппаратом при правильно организованной тепловой изоляции составляет $\eta = 0,95 \dots 0,98$, но часто в расчетах ТА потерями теплоты через изоляцию пренебрегают и принимают $\eta = 1$.

1.3 Рекуперативные теплообменные аппараты

Рассмотрим особенности конструктивного исполнения и расчета рекуперативных ТА, работающих:

- без изменения агрегатного состояния теплоносителей;
- с изменением агрегатного состояния одного теплоносителя;
- с изменением агрегатного состояния обоих теплоносителей.

1.3.1 Рекуперативные теплообменные аппараты, работающие без изменения агрегатного состояния теплоносителей

Это различного рода водоподогреватели и газозудухоподогреватели, т.е. теплообменники типа газ – газ, жидкость – жидкость. Рассмотрим следующие ТА: а) кожухотрубные, б) секционные (элементные), в) пластинчатые.

а) Кожухотрубные ТА

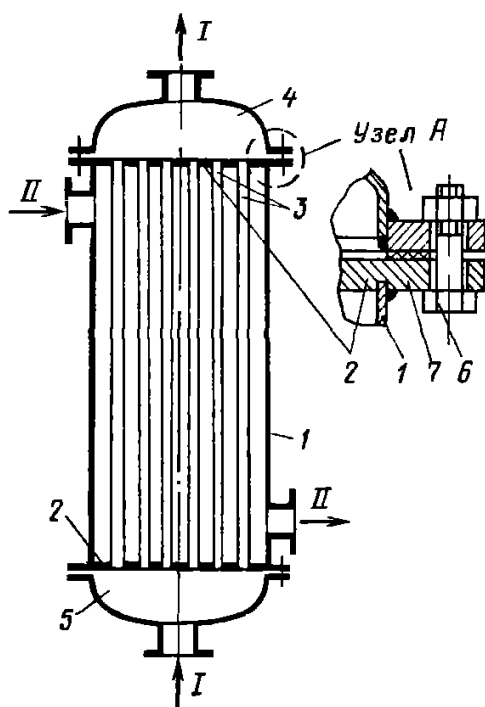


Рисунок 1.2 - Кожухотрубный теплообменник жесткой конструкции

1 – кожух; 2 – трубная решетка; 3 – трубы; 4 – крышка;
5 – днище; 6- бол; 7 – прокладка

Кожухотрубные ТА достаточно просты в изготовлении, отличаются возможностью развивать большую поверхность теплообмена в одном аппарате, надежны в работе. На рисунке 1.2 представлен вертикальный кожухотрубный ТА с неподвижными трубными решетками 2, в которых закрепляются трубы 3. К кожуху 1 с помощью болтов 6 и прокладок 7 крепятся крышка 4 и днище 5. Один из теплоносителей I протекает по трубам, другой II – по межтрубному про-

странству. Теплота от одного теплоносителя к другому передается через поверхность стенок труб. Обычно нагреваемый теплоноситель подается снизу, а охлаждаемый – сверху вниз противотоком. Такое движение теплоносителей способствует более эффективному переносу теплоты.

Наиболее распространенные способы размещения труб в трубных решетках изображены на рисунке 1.3.

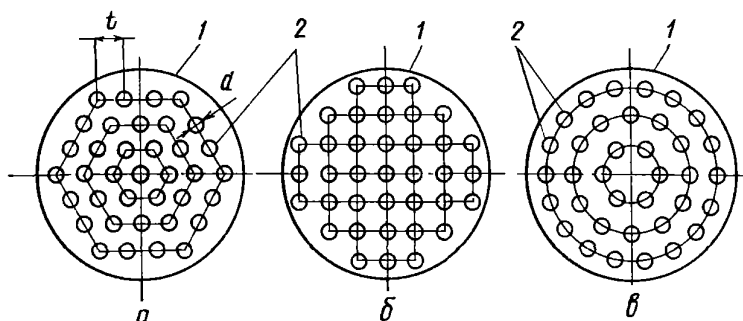


Рисунок 1.3 – Способы размещения труб в трубных решетках:

а – по вершинам правильных шестиугольников; б – по вершинам квадратов; в – по concentрическим окружностям; 1 – корпус (кожух); 2 - труба

Для обеспечения хорошей герметизации ТА трубы крепятся в трубной доске одним из способов, представленных на рисунке 1.4. Наибольшее распространение получила **развальцовка** (а, б). Способ крепления с помощью сальниковых уплотнителей (г) сложен и дорог, поэтому широкого распространения не получил. Сваркой (в) трубы крепятся в том случае, если материал, из которого изготовлены трубы, не поддается развальцовке или при большом давлении теплоносителя в межтрубном пространстве ТА.

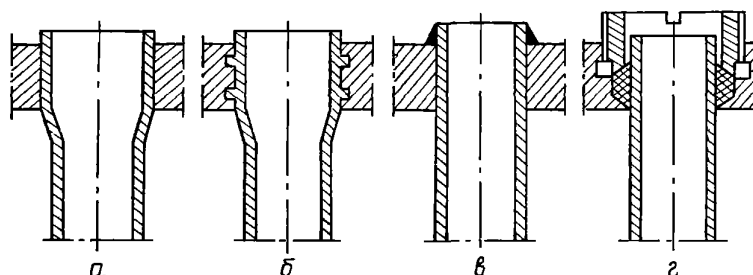


Рисунок 1.4 – Способы крепления труб в трубных решетках
а – развальцовка; б – развальцовка в отверстиях с канавками; в – сварка; г – сальниковые уплотнения

Представленный на рисунке 1.2 кожухотрубный ТА является **одноходовым**, т.е. оба теплоносителя, не изменяя направления, движутся по всему сечению (один по трубному, второй по межтрубному). Если скорость теплоносителя, движущегося по трубам невелика, а значит низок коэффициент теплоотдачи, целесообразно использовать **многоходовые** ТА (рисунок 1.5).

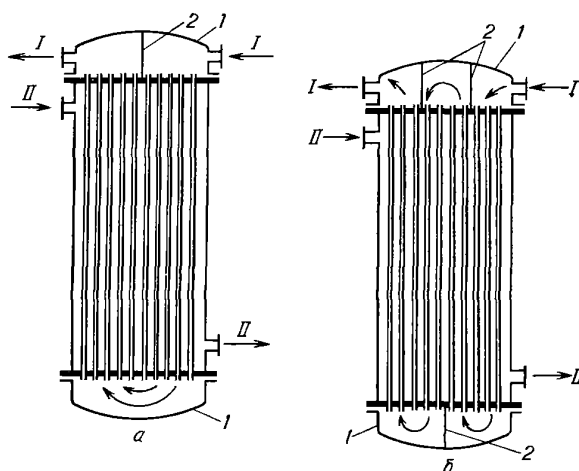


Рисунок 1.5 – Многоходовые (по трубному пространству) кожухотрубчатые теплообменники жесткой конструкции
а – двухходовой; б - четырёхходовой

При условии стандартных диаметров труб и рекомендуемого шага между ними проходное сечение межтрубного пространства оказывается больше суммарного проходного сечения трубок. Поэтому при соизмеримых расходах теплоносителей скорость теплоносителя в межтрубном пространстве оказывается меньше скорости теплоносителя в трубах, что сказывается соответствующим

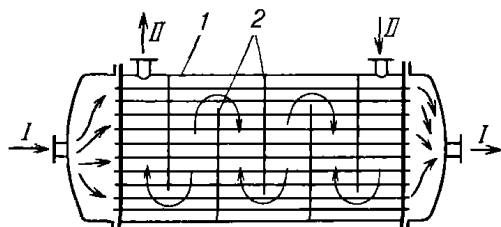


Рисунок 1.6 – Кожухотрубный теплообменник с перегородками в межтрубном пространстве
1 – корпус; 2 - перегородки

образом на коэффициенте теплоотдачи и, как следствие снижает коэффициент теплопередачи. Повысить скорость теплоносителя в межтрубном пространстве можно с помощью сегментных перегородок 2 (рисунок 1.6).

Если разность температур труб и корпуса достаточно велика (если средний температурный напор между теплоносителями $\Delta t_{ср} > 50^{\circ}\text{C}$), то трубы и кожух удлиняются существенно неодинаково, что приводит к значительным механическим напряжениям в местах соединения труб с трубной решеткой, и как следствие может привести к разгерметизации аппарата. Чтобы избежать этого, в конструкции ТА применяют различного рода компенсаторы (будут описаны в разделе 1.3.2).

б) Секционные (элементные) ТА

Элементные теплообменники представляют собой ряд последовательно соединенных одноходовых кожухотрубных ТА (элементов) (рисунок 1.7), что позволяет существенно повысить скорость движения теплоносителей в трубном и межтрубном пространствах без использования перегородок. Теплоносители последовательно проходят через все элементы. В этих ТА процесс протекает практически при чистом противотоке. Однако элементные ТА по сравнению с многоходовыми кожухотрубчатыми при одинаковой поверхности теплопередачи более громоздки.

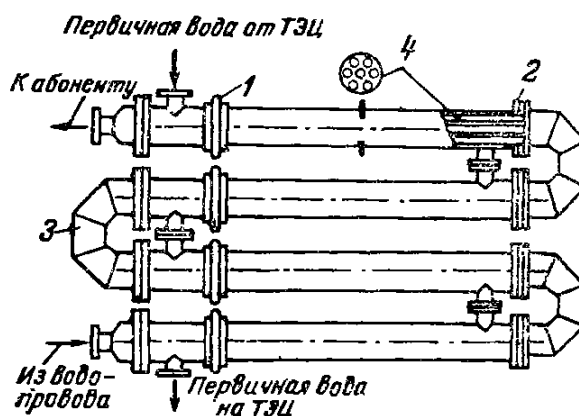


Рисунок 1.7 – Секционный водоводяной подогреватель теплосети
1 – линзовый компенсатор; 2 – трубная решетка; 3 – калач; 4 – трубы

Двухтрубные теплообменники часто называют ТА типа «труба в трубе». Они представляют собой набор последовательно соединенных элементов, состоящих из двух концентрически расположенных труб (рисунок 1.8). Длина элемента этого теплообменника обычно составляет 3...6 м, диаметр наружной трубы – 76...159 мм, внутренней - 57...108 мм.

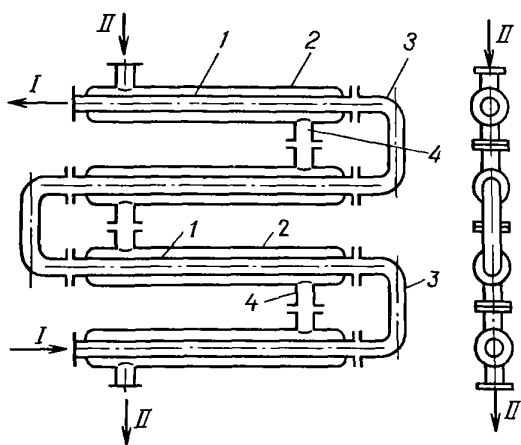


Рисунок 1.8 – Двухтрубный теплообменник типа «труба в трубе»
1 – внутренние трубы; 2 – наружные трубы; 3 – соединительные колена (калачи); 4 – соединительные патрубки

Поскольку сечения внутренней трубы и кольцевого зазора невелики, то в эти ТА достигаются значительные скорости движения теплоносителей (до 3 м/с), что приводит к увеличению коэффициентов теплопередачи и тепловых нагрузок, а также замедлению отложения накипи и загрязнений на стенках труб. Однако, как было указано ранее, они более громоздки, чем кожухотрубные

в) Пластинчатые ТА

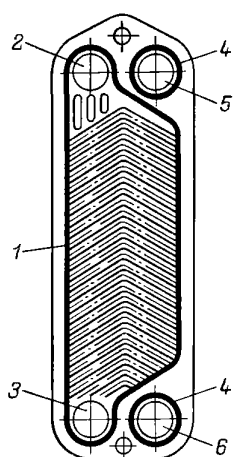


Рисунок 1.9 - Гофрированная пластина
1 – прокладка, ограничивающая пространство между пластинами, по которому движется теплоноситель I; 2, 3 – отверстия для прохода этого теплоносителя; 4 – две малые кольцевые прокладки, уплотняющие отверстия 5 и 6, через которые проходит теплоноситель II

В пластинчатых ТА поверхность теплообмена образована набором тонких штампованных гофрированных пластин (рисунок 1.9), с помощью которых создается система узких каналов шириной 3...6 мм, с волнистыми стенками. Т.к. скорость движения теплоносителя в

таких каналах значительна (1...3 м/с), то коэффициенты теплопередачи достигают больших значений (3000...4000 Вт/(м²·К)) при сравнительно невысоких гидравлических сопротивлениях.

Эти аппараты могут быть разборными, полуразборными и неразборными (сварными). В пластинах разборных теплообменников (рисунок 1.9) имеются угловые отверстия для прохода теплоносителей и пазы, в которых закрепляются уплотнительные и компоные прокладки из специальной термостойкой резины.

Пластины сжимаются между неподвижной и подвижной плитами таким образом, что благодаря прокладкам между ними образуются каналы для поочередного прохода горячего и холодного теплоносителей (рисунок 1.10).

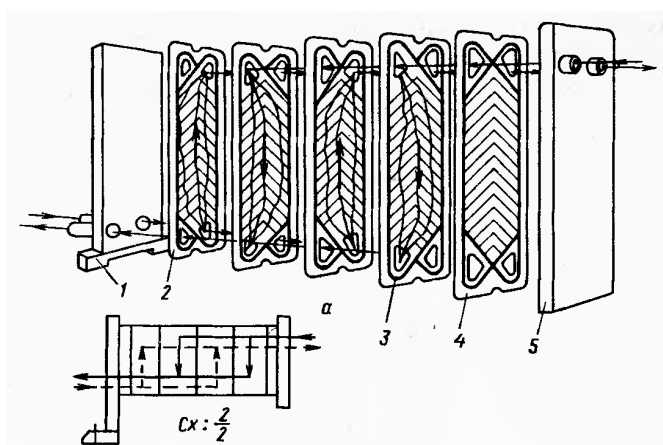


Рисунок 1.10 – Пространственная схема движения теплоносителей
1 – неподвижная плита; 2 – теплообменная пластина; 3 – прокладка; 4 – концевая пластина; 5 – подвижная плита

На рисунке 1.11 даны примеры компоновки пластин, а на рисунке 1.12 изображен теплообменник, выполненный по схеме компоновки б (рисунки 1.1).

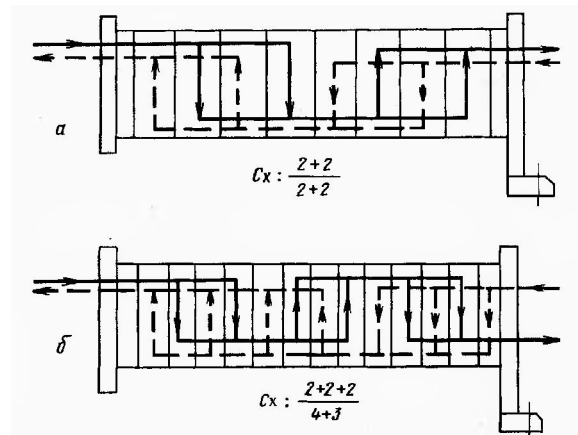


Рисунок 1.11 – Примеры компоновки пластин:
а – симметричная двухпакетная схема; б – несимметричная схема
(три пакета для горячего теплоносителя, два – для холодного)

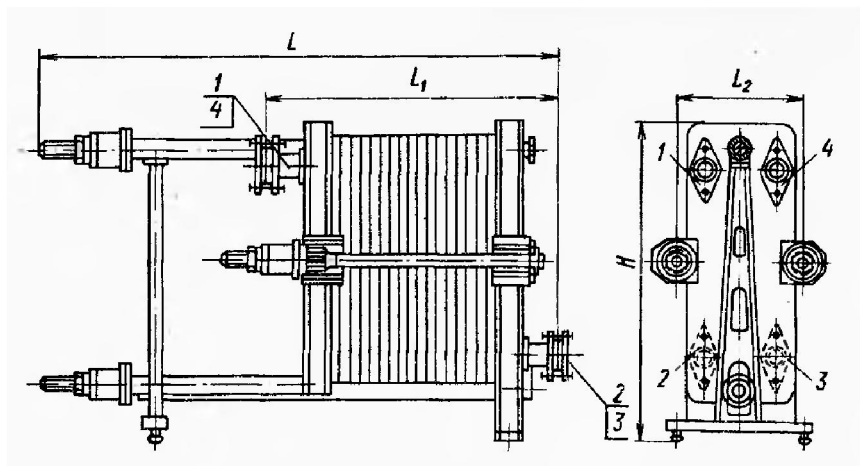


Рисунок 1.12 – Пластинчатый теплообменник на двухпорной раме
1-4 – штуцеры для теплоносителей

1.3.2 Рекуперативные теплообменные аппараты, работающие с изменением агрегатного состояния одного теплоносителя

К этой группе ТА относятся конденсаторы, пароводяные подогреватели. Отличительной особенностью данных теплообменников является большой коэффициент теплопередачи. Рассмотрим следующие ТА этой группы: а) кожухотрубные, б) спиральные.

а) кожухотрубные ТА

Для кожухотрубных ТА обязательно должна быть предусмотрена компенсация неодинаковости температурных удлинений труб и кожуха.

На рисунке 1.13 (а) показана схема **теплообменника с линзовым компенсатором 3** на корпусе. В этом аппарате температурные деформации компенсируются осевым сжатием или расширением компенсатора. Теплообменники с линзовыми компенсаторами применяются при небольших температурных деформациях (не более 10...15 мм) и невысоких давлениях в межтрубном пространстве (не более 0,5 МПа).

Теплообменник с плавающей головкой (подвижной камерой) (рисунок 1.13, б) применяют при значительных относительных перемещениях труб и кожуха, поскольку в нем одна из трубных решеток не соединена с корпусом (кожухом) и может свободно перемещаться вдоль оси при температурных удлинениях.

В **теплообменнике с U-образными трубами** (рисунок 1.13, в) оба конца труб закреплены в одной трубной решетке, что позволяет трубам свободно удлиняться. В аппаратах этого типа, так же как и в аппарате с плавающей головкой, наружные стенки труб довольно легко очищать от накипи и загрязнений при выемке всей трубчатки из корпуса, однако в этом аппарате затруднена очистка труб внутри.

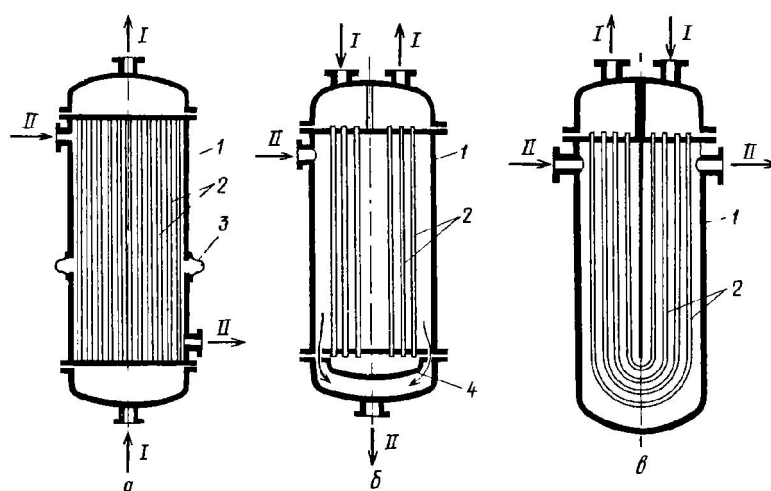


Рисунок 1.13 – Кожухотрубные теплообменники с компенсацией неодинаковости температурных удлинений труб и кожуха:

а – теплообменник с линзовым компенсатором (полужесткая конструкция); б - аппарат с плавающей головкой; в – аппарат с U-образными трубами; 1 – кожух; 2 – трубы; 3 – линзовый компенсатор; 4 – плавающая головка; I и II - теплоносители

б) спиральные ТА

В этих теплообменниках (рисунок 1.14) поверхность теплообмена образуется двумя длинными металлическими листами 1 и 2, свернутыми по спирали. Внутренние концы листов приварены к глухой перегородке 3. Между листами образованы два изолированных друг от друга канала прямоугольного сечения (высотой 2...8 мм), по которым обычно противотоком движутся теплоносители I и II. С торцов каналы закрыты плоскими крышками 4. Для ввода и вывода теплоносителей у центра крышек и наружных концов спирали приварены штуцеры.

Спиральные теплообменники компактны, позволяют создавать высокие

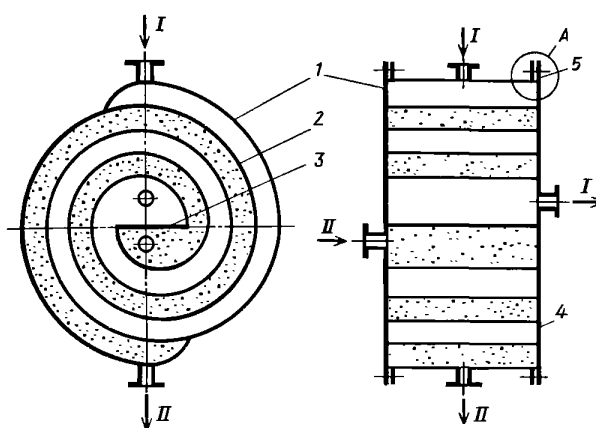


Рисунок 1.14 – Спиральный теплообменник:

1, 2 – металлические листы; 3 – пластина-перегородка; 4 – крышки; 5 – фланцы;
I и II – теплоносители

скорости движения теплоносителей (для жидкости до 1...2 м/с) при достаточно низких гидравлических сопротивлениях. Однако эти аппараты сложны в изготовлении, не могут работать при высоких давлениях (выше 1 МПа).

1.3.3 Рекуперативные теплообменные аппараты, работающие с изменением агрегатного состояния обоих теплоносителей

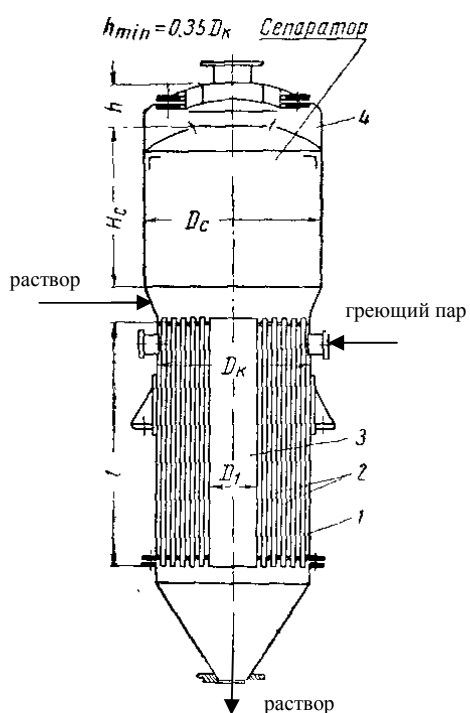


Рисунок 1.15 – Вертикальный аппарат с внутренней греющей камерой и центральной циркуляционной трубой (типа ВВ)

1 – корпус; 2 – пучок греющих труб; 3 – центральная циркуляционная труба; 4 – брызгоотделитель (сепаратор) вторичного пара

К этой группе ТА относятся рителы, например выпарные аппараты, конструкции которых будут рассмотрены в разделе «Выпарные установки». Например, выпарной аппарат с внутренней греющей камерой типа ВВ (рисунок 1.15). Греющие трубы 2 жестко закреплены вальцовкой в двух трубных досках, по оси греющей камеры расположена циркуляционная труба 3. Наружный диаметр труб 2 составляет 38 мм, а циркуляционной трубы 3 – 150...200 мм. Циркуляция раствора в аппарате возникает вследствие разности плотностей парожидкостной смеси в трубах 2 и жидкости в циркуляционной

трубе 3. Эта разность возникает вследствие того, что на каждую единицу объема жидкости в кипяtilьной трубе приходится значительно большая поверхность нагрева, чем в циркуляционной трубе, т.к. поверхность нагрева труб пропорциональна их диаметру, а объем жидкости в трубах пропорционален квадрату их диаметра.

Слабый (неконцентрированный) водный раствор подается в трубы над верхней трубной доской, а концентрированный выводится снизу. В межтрубное пространство аппарата одним или двумя патрубками подается греющий водяной пар, который, передавая теплоту раствору через поверхность труб, конденсируется. Конденсат стекает по наружной поверхности труб вниз и выводится из аппарата.

В процессе кипения раствора из него испаряется вода. Парорастворная смесь поднимается по кипяtilьным трубам (малого диаметра) вверх, выходит над верхней трубной доской, где образовавшийся пар (вторичный пар) подни-

мается вверх, сепарируется от возможного уноса капель раствора и выходит из аппарата. Остаток раствора и вновь подаваемый в аппарат неконцентрированный раствор в смеси движутся по циркуляционной трубе вниз, а затем через нижнюю камеру попадает в кипяtilьные трубы.

1.3.4 Расчет рекуперативных теплообменных аппаратов

Тепловой расчет теплообменного аппарата может быть **конструктивным и поверочным**.

В случае **конструктивного** расчета задано:

- тепловая нагрузка аппарата Q , кВт;
- температура горячего теплоносителя на входе t'_1 и выходе t''_1 ;
- температура холодного теплоносителя на входе t'_2 и выходе t''_2 .

Требуется найти:

- поверхность теплообмена F и все геометрические размеры.

В случае **поверочного** расчета задано:

- поверхность теплообмена F и все геометрические размеры;
- расходы горячего G_1 и холодного теплоносителей G_2 ;
- температура горячего теплоносителя на входе t'_1 ;
- температура холодного теплоносителя на входе t'_2 .

Требуется найти:

- тепловую нагрузку аппарата Q , кВт;
- температура горячего теплоносителя на выходе t''_1 ;
- температура холодного теплоносителя на выходе t''_2 .

Общая схема теплотехнического расчета рекуперативных теплообменных аппаратов

Выбирается тип теплообменного аппарата (теплообменник, холодильник, конденсатор, испаритель (*конденсаторы и испарители – еще не рассматривались*)).

В основе расчета лежат два уравнения:

- уравнение теплового баланса;
- уравнение теплопередачи.

Уравнение теплового баланса формируется из двух частей, каждая из которых представляет выражение тепловой нагрузки Q для данного вида теплоносителя:

- а) если агрегатное состояние теплоносителя не меняется:

$$Q = G_i \cdot c_{pi} (t_{in} - t_{ik}), \quad i = 1, 2, \quad (1.1)$$

где G_i - массовый расход теплоносителя; c_{pi} - средняя массовая изобарная теплоемкость теплоносителя; t_{in} и t_{ik} температура теплоносителя на входе в аппарат и выходе из него;

- б) при конденсации насыщенных паров без охлаждения конденсата или при кипении:

$$Q = G_i \cdot r_i, \quad i = 1, 2, \quad (1.2)$$

где r_i - теплота фазового перехода теплоносителя (конденсации или парообразования);

- в) при конденсации перегретых паров и охлаждении конденсата:

$$Q = G_1 (i_{nn} - c_k \cdot t_k), \quad (1.3)$$

где i_{nn} - удельная энтальпия перегретого пара; c_k и t_k - массовая теплоемкость и температура конденсата на выходе из теплообменника.

Тепловые потери теплообменником в окружающую среду при наличии теплоизоляции незначительны, поэтому в уравнениях (1.1) – (1.3) они не учитывались.

Один какой-либо технологический параметр, не указанный в исходном задании (расход одного из теплоносителей или одна из температур), можно найти с помощью уравнения теплового баланса для всего ТА в целом, приравнивая правые части уравнений (1.1) – (1.3) для горячего и холодного теплоносителей.

Уравнение теплопередачи для случая конструктивного расчета решается относительно поверхности теплопередачи F

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{cp}}, \quad (1.4)$$

где k - коэффициент теплопередачи; Δt_{cp} - средняя разность температур потоков теплоносителей.

В аппаратах с прямо- или противоточным движением теплоносителей средняя разность температур потоков определяется как среднелогарифмическая между большей Δt_{δ} и меньшей Δt_{μ} разностями температур теплоносителей на концах аппарата

$$\Delta t_{cp} = \Delta t_{cp \text{ лог}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\mu}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}}} \quad (1.5)$$

При сложном взаимном движении теплоносителей, например при смешанном или перекрестном токе, Δt_{cp} можно рассчитать, вводя поправку $\varepsilon_{\Delta t}$ к среднелогарифмической разности температур для противотока $\Delta t_{cp} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{cp \text{ лог}}$. Эту поправку для наиболее распространенных схем взаимного направления движения теплоносителей можно рассчитать теоретически или определить по графикам [4].

Для определения поверхности теплопередачи (1.4) и выбора варианта конструкции теплообменного аппарата требуется рассчитать коэффициент теплопередачи по формуле

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (1.6)$$

где α_1 - коэффициент теплоотдачи от греющего теплоносителя к поверхности теплообмена; α_2 - коэффициент теплоотдачи от поверхности теплообмена к нагреваемому теплоносителю; $\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}$ - сумма термических сопротивлений слоев теплопередающей поверхности (металлическая стенка трубы и слои загрязнений с обеих сторон стенки).

Ориентировочные значения коэффициента теплопередачи и тепловая проводимость загрязнений стенок приведены в таблицах 1.2 и 1.3, соответственно.

Таблица 1.2 – Ориентировочные значения коэффициента теплопередачи

Вид теплообмена	K, Вт/(м ² ·К)	
	для вынужденного движения	для свободного движения
От газа к газу	10-40	4-12
От газа к жидкости	10-60	6-20
От конденсирующегося пара к газу	10-60	6-12
От жидкости к жидкости: для воды	800-1700	140-430
для углеводородов и масел	120-270	30-60
От конденсирующегося водяного пара: к воде	800-3500	300-1200
к кипящей жидкости	-	300-2500
к органическим жидкостям	120-340	60-170
От конденсирующегося пара органической жидкости к воде	300-800	230-460

Таблица 1.3 – Тепловая проводимость загрязнений стенок

Теплоносители	1/r, Вт/(м ² ·К)
Вода: загрязненная	1400-1860
среднего качества	1860-2900
хорошего качества	2900-5800
дистиллированная	11600
Воздух	2800
Нефтепродукты, масла, пары хладагентов	2900
Нефтепродукты сырые	1160
Органические жидкости, рассолы, жидкие хладагенты	5800
Водяной пар, содержащий масла	5800
Пары органических жидкостей	11600

1.3.5 Ребристые теплообменные аппараты

В том случае, если в соответствии с теплофизическими свойствами теплоноситель имеет очень низкий коэффициент теплоотдачи (газы), увеличить количество передаваемого тепла можно за счет ребрения поверхности теплообмена со стороны этого теплоносителя.

Ребра делают на стороне меньшего коэффициента теплоотдачи α (рисунк 1.16): $\alpha_2 \ll \alpha_1$, так чтобы $\alpha_1 F_1 \approx \alpha_2 F_2$.

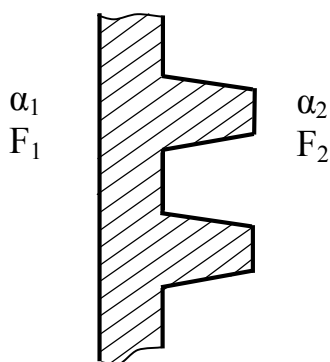


Рисунок 1.16 - Элемент трубчатого теплообменника с поперечным оребрением

Например, при нагреве воздуха конденсирующимся водяным паром коэффициент теплоотдачи от пара к стенке может составлять $(10...15) \cdot 10^3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, а от стенки к нагреваемому воздуху $10...50 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. В этом случае оребрение труб со стороны воздуха позволяет существенно повысить тепловую

нагрузку теплообменника.

Ребра могут выполняться заодно с трубой, могут отдельно, а потом присоединяться к трубе. Трубы и ребра могут изготавливаться из одних или разных материалов. Ребра могут быть разной конфигурации (круглые, прямоугольные, игольчатые). Ребрами могут быть лента или спираль, навитые на трубу. Типы ребристых теплообменников представлены на рисунке 1.17.

Расчет ребристых теплообменных аппаратов

Тепловая нагрузка ребристого теплообменника

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \Delta t_{cp} = k_p \Delta t_{cp} \quad (1.7)$$

где F_1 и F_2 - поверхность гладкая и оребренная, соответственно; α_1 и α_2 - коэффициент теплоотдачи со стороны гладкой и оребренной поверхностей теплообмена.

Можно использовать:

- коэффициент теплоотдачи, отнесенный к гладкой поверхности,

$$k_1 = \frac{k_p}{F_1} = \frac{1}{\frac{F_1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{F_1}{\alpha_2 F_2}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{F_1}{\alpha_2 F_2}}, \quad (1.8)$$

тогда

$$Q = k_1 F_1 \Delta t_{cp} \quad (1.9)$$

- коэффициент теплоотдачи, отнесенный к ребристой поверхности,

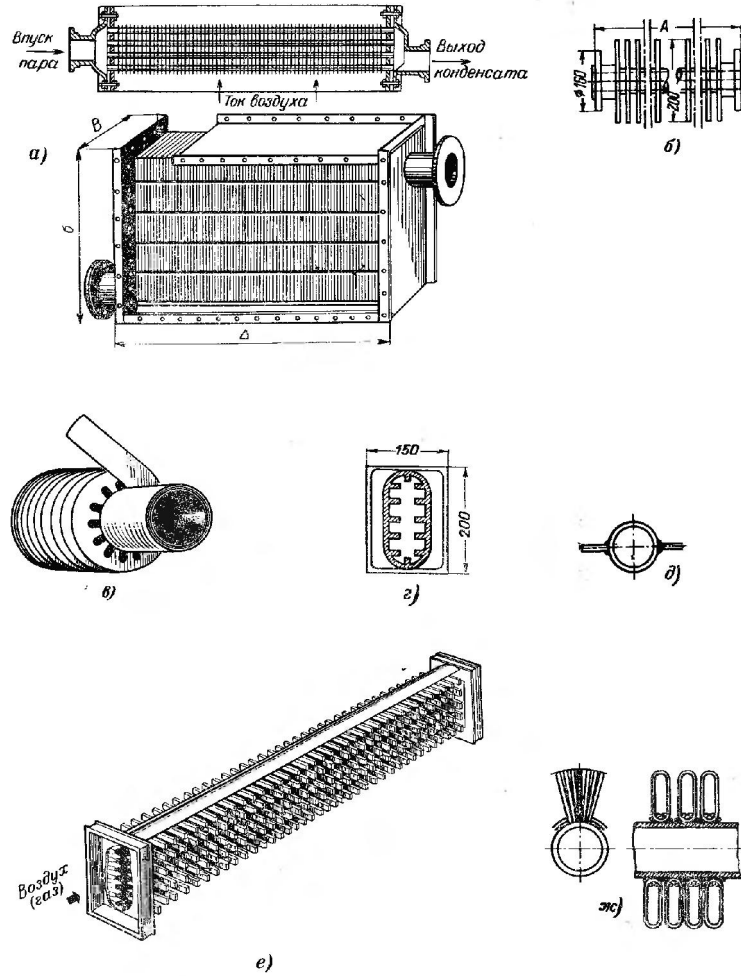


Рисунок 1.17 – Типы ребристых теплообменников
 а – пластинчатый; б – чугунная труба с круглыми ребрами; в –
 трубка со спиральным оребрением; г – чугунная труба с внут-
 ренним оребрением; д - плавниковое оребрение трубок; е –

$$k_2 = \frac{k_p}{F_2} = \frac{1}{\frac{F_2}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{F_2}{\alpha_2 F_2}} = \frac{1}{\frac{F_2}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (1.10)$$

тогда

$$Q = k_2 F_2 \Delta t_{cp} \quad (1.11)$$

Обычно расчет ребристых теплообменных аппаратов ведут через k_2 на 1 погонный метр трубы. Коэффициент оребрения $\frac{F_2}{F_1} = 4 \dots 10$.

В выражении (1.11) $F_2 = F' + F''$, $\frac{M^2}{n \cdot M}$, где F' - поверхность ребер; F'' - поверхность, не занятая ребрами.

$$F' = 2 \frac{\pi n}{4} (D^2 - d_n^2), \quad (1.12)$$

где $n = \frac{1}{e}$ - число ребер на 1 п.м трубы, здесь e - шаг ребер;

$$F'' = \pi d_n \ell - \pi d_n \delta n = \pi d_n (1 - \delta n) \quad (1.13)$$

В выражениях (1.12) и (1.13) d_n - наружный диаметр трубы; D - диаметр ребра; δ - толщина ребра.

Коэффициент теплоотдачи на наружной (ребренной) поверхности

$$\alpha_2 = \alpha_0 \left(\frac{F' \theta_o}{F_2 \theta_1} + \frac{F''}{F_2} \right), \quad (1.14)$$

где α_0 - коэффициент теплоотдачи как на гладкой поверхности, определяется из критерия Нуссельта

$$Nu'_f = \frac{\alpha_0 \pi d'}{\lambda_f}, \quad (1.15)$$

а критерий Нуссельта из критериального уравнения

$$Nu'_f = 0,968 (Re'_f)^{0,65}, \quad (1.16)$$

где Re'_f - критерий Нуссельта $Re'_f = \frac{w d'}{\nu_f}$; здесь w - скорость среды, омывающей ребристую поверхность, d' - приведенный диаметр (диаметр такой гладкой трубы, поверхность 1 п.м которой равна поверхности 1 м ребристой трубы), $d' = \frac{D^2 - d_n^2}{2e} + d_n$.

В уравнении (1.14) F' - поверхность ребер; F'' - поверхность трубы не занятая ребрами; F_2 - ребристая поверхность; θ_o - разность температур ребра и окружающей среды; θ_1 - разность температур трубы и окружающей среды.

$$\frac{\theta_o}{\theta_1} = \frac{4 \varphi d_n}{m (D^2 - d_n^2)}, \quad (1.17)$$

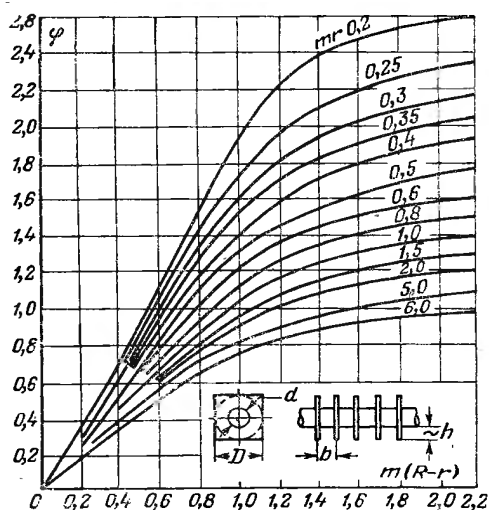


Рисунок 1.18 – График для определения коэффициента

1.4 Регенеративные теплообменные аппараты

В регенеративных теплообменных аппаратах горячий и холодный теплоносители движутся попеременно (последовательно) по одним и тем же каналам. Например, регенеративные воздухоподогреватели, стоящие за мощными сталеплавильными печами, в которых воздух, подаваемый в зону горения топлива, подогревается дымовыми газами, выходящими из печи (рисунок 1.19). Для не-

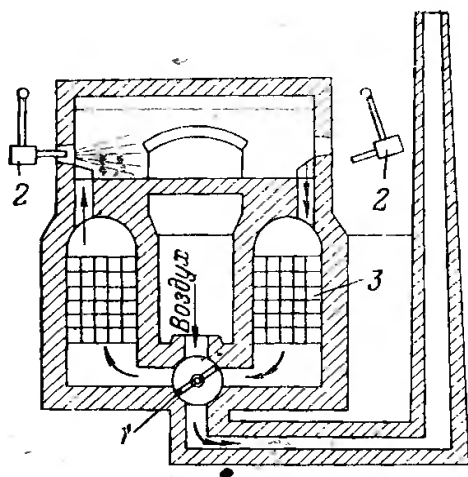


Рисунок 1.19 – Схема мартеновской печи с регенераторами
1 — перекидной шибер; 2 — форсунка;
3 — насадка регенеративного подогревателя

где φ - коэффициент, определяемый из графика, изображенного на рисунке 1.18; R - радиус ребра; r - наружный радиус трубы;

m - характеристика ребра, $m = \sqrt{\frac{2 \alpha_o}{\lambda_p \delta_p}}$.

прерывного процесса подогревателей устанавливается не менее двух. Теплообменники изготавливаются из кирпича, внутри кладки располагаются каналы, по которым проходят дымовые газы, разогревая ее, а затем по этим же каналам воздух, нагреваясь.

Характерная особенность режима работы данных аппаратов состоит в том, что температура теплоносителей и кладки меняется не только по длине каналов, но и во времени, что является

недостатком. Хотя процессы в регенеративных аппаратах данного типа не ста-

ционные, расчеты ведут как для стационарного режима в рекуперативных аппаратах по средним температурам за период, а количество теплоты относят не к часу, а к циклу.

В качестве теплообменника непрерывного действия можно назвать регенератор системы Юнгстрема с вращающейся металлической насадкой (рисунок 1.20), получивший применение на электростанциях в качестве воздухоподогревателя. Вращающаяся насадка аппарата состоит из профильных металлических листов, которые двигаясь по кругу, пересекают поочередно каналы с горячими газами, где они нагреваются, а затем каналы с воздухом, передавая теплоту омывающему их воздуху. Скорость вращения ротора $\sim 3 \dots 6$ об/мин.

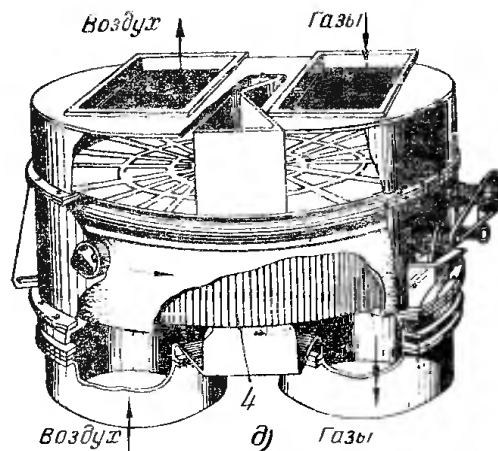


Рисунок 1.20 – Регенеративный аппарат системы Юнгстрема

Достоинством регенератора Юнгстрема перед регенератором с неподвижной насадкой является практически постоянная средняя температура воздуха на выходе и аппарата, зависящая только от температуры поступающих в аппарат дымовых газов, а также компактность. Недостаток – сложность конструкции и загрязнение воздуха газами, протекающими через разделительные перегородки.

1.5 Смесительные теплообменные аппараты

В смесительных теплообменных аппаратах процесс передачи теплоты осуществляется непосредственно между двумя средами (без разделительной стенки). По конструктивным признакам смесительные теплообменники бывают: камерные, насадочные, струйные, пленочные и др.

В **камерных** (безнасадочных) теплообменниках (рисунок 1.21, а) жидкость (вода) распыляется форсунками в газовую среду. На поверхности капель происхо-

дит теплообмен между жидкостью и газом. Преимущество – простота конструкции, недостаток – несовершенство процессов тепло- и массообмена, как следствие большие габариты аппаратов (например, градирня).

В **насадочных** аппаратах (рисунок 1.21, в) соприкосновение газа с жидкостью происходит на смоченной поверхности насадки (кольца Рашига, куски кокса, деревянные рейки и другие устройства, обеспечивающие пленочное стекание жидкости). Преимущество – меньшие, чем у камерных аппаратов, геометрические размеры. Недостаток - большое аэродинамическое сопротивление насадки (особенно если загрязняется), как следствие – большой расход электроэнергии на привод вентилятора.

Струйные смесительные аппараты (рисунок 1.21, г) применяются как трансформаторы теплоты. Один теплоноситель (пар, вода) с более высоким давлением проходит через сопло: скорость его увеличивается, давление уменьшается, возникает эжектирующий эффект и второй теплоноситель подсасывается в аппарат. Между ними происходит процесс тепломассообмена. По конструкции аппарат прост, нет привода, трущихся частей. Может использоваться как подогреватель, как аппарат для поддержания разрежения.

В **пленочных** смесительных аппаратах (рисунок 1.21, д) через сопло подается вода, ударяется о розетку, разбрызгивается и стекает пленкой по обеим сторонам концентрически расположенных металлических цилиндров. Скорость воды достаточно велика, что повышает коэффициент теплоотдачи, а габариты аппарата делает небольшими. Недостаток – возможность коррозии металлических цилиндров.

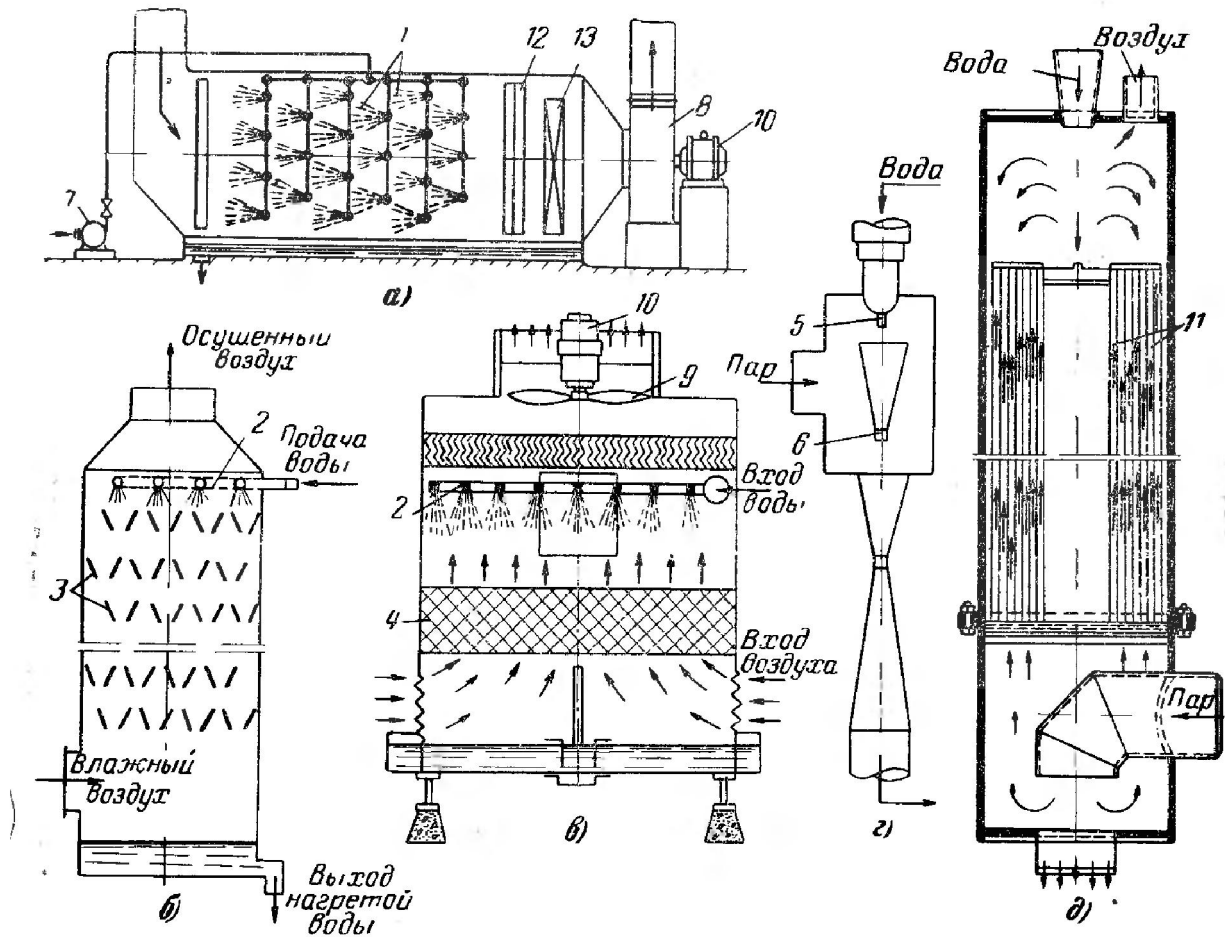


Рисунок 1.21 – Типы смешивательных теплообменников

а - безнасадочный форсуночный; б - каскадный; в - насадочный; г - струйный; д - пленочный с насадкой из цилиндров; 1 - форсунки; 2 - трубы, распределяющие воду; 3 - каскады; 4 - насадка; 5 и 6 - сопла первой и второй ступени струйного смесителя; 7 - насос; 8 и 9 - центробежный и осевой вентиляторы; 10 - электродвигатель; 11 - концентрические цилиндры; 12 - сепаратор; 13 - подогреватель воздуха

1.5.1 Тепловой расчет безнасадочного (камерного) теплообменного аппарата

Расчет сводится к определению объема камеры по формуле

$$V = \frac{Q}{\alpha F \Delta t \varphi}, \quad (1.18)$$

где Q - тепловая нагрузка аппарата (определяется из теплового баланса теплообменного аппарата), Вт; α - коэффициент теплоотдачи (или теплопередачи) от среды к среде, Вт/(м²·К); F - поверхность капель в 1 м³ объема скруббера,

$\text{м}^2/\text{м}^3$; Δt - разность температур теплоносителей, $^{\circ}\text{C}$; φ - коэффициент совершенства процесса теплообмена (0,85...0,95).

$$F = f \tau H_{\omega}, \quad (1.19)$$

где f - поверхность капель, полученных из 1 кг жидкости, $\text{м}^2/\text{кг}$; τ - время падения капли с высоты 1 м, $\text{с}/\text{м}$; H_{ω} - интенсивность орошения – количество жидкости, приходящееся на единицу поперечного сечения теплообменного аппарата (скруббера), $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

$$f = \frac{6}{d_k}, \quad (1.20)$$

здесь d_k - диаметр капли, определяется по избыточному давлению жидкости

перед форсункой $p_{изб}$, МПа по формуле $d_k = \frac{0,3}{p_{изб}}$, мм .

$$\tau = \frac{1}{w_{\partial}}, \quad (1.21)$$

здесь w_{∂} - действительная скорость падения капли, для противотока

$w_{\partial} = w_{вум} - w_2$, для прямотока $w_{\partial} = w_{вум} + w_2$, где $w_{вум}$ - скорость витания капли,

w_2 - скорость газа.

$$w_{вум} = \frac{Re_{вум} v_2}{d_k}, \quad (1.22)$$

Критерий Рейнольдса в формуле (1.22) определяется из графика (рисунок 1.22) [1] по критерию Фёдорова (Кирпичева)

$$Fe = d_k \sqrt[3]{\frac{4 g (\rho_{жс} - \rho_2)}{3 v_2^2 \rho_2}} \quad (1.23)$$

Скорость газа

$$w_2 = \frac{4 G_2}{\rho_2 \pi D^2}, \quad (1.24)$$

где G_2 - расход газа; ρ_2 - плотность газа при средней температуре его в скруббере; D - диаметр камеры (скруббера).

Интенсивность орошения в выражении (1.19)

$$H_{\omega} = \frac{4 G_{жс}}{\pi D^2}, \quad (1.25)$$

где $G_{ж}$ - расход жидкости.

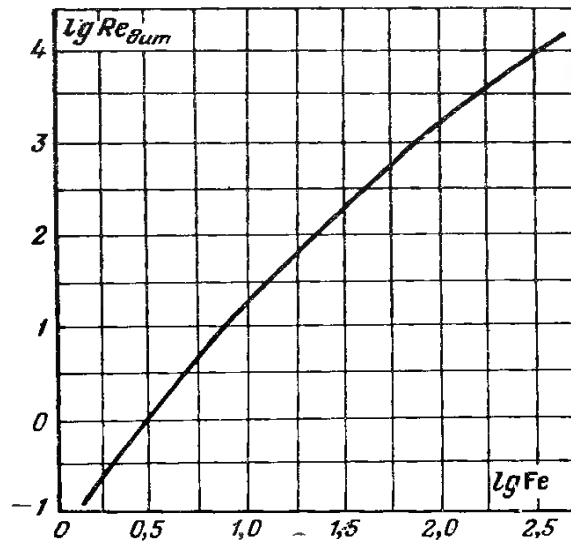


Рисунок 1.22 – График зависимости $\lg Re_{\text{вит}}$ от $\lg Fe$

Коэффициент теплоотдачи в выражении (1.18) определяется из критерия Нуссельта, найденного по критериальному уравнению

$$Nu = 2 + 1,05 Re_f^{0,5} Pr_f^{0,33} Gu^{0,175}, \quad (1.26)$$

где

$$Nu = \frac{\alpha d_{\kappa}}{\lambda_{2m}}, \quad (1.27)$$

здесь λ_{2m} - коэффициент теплопроводности газа при средней температуре в скруббере $t_m = \frac{t_{жс} + t_2}{2}$.

$$Re_f = \frac{w_o d_{\kappa}}{\nu_2}, \quad (1.28)$$

здесь w_o - относительная скорость падения капли (относительно газа), при противотоке $w_o = w_{\text{вит}} + w_2$, при прямотоке $w_o = w_{\text{вит}} - w_2$.

$$Gu = \frac{T^c - T^m}{T^c}, \quad (1.29)$$

где T^c и T^m - абсолютная температура сухого и мокрого термометров, помещенных в скруббер.

Определение разности температур теплоносителей Δt (формула (1.18)) производится с помощью I,d- диаграммы влажного газа (воздуха).

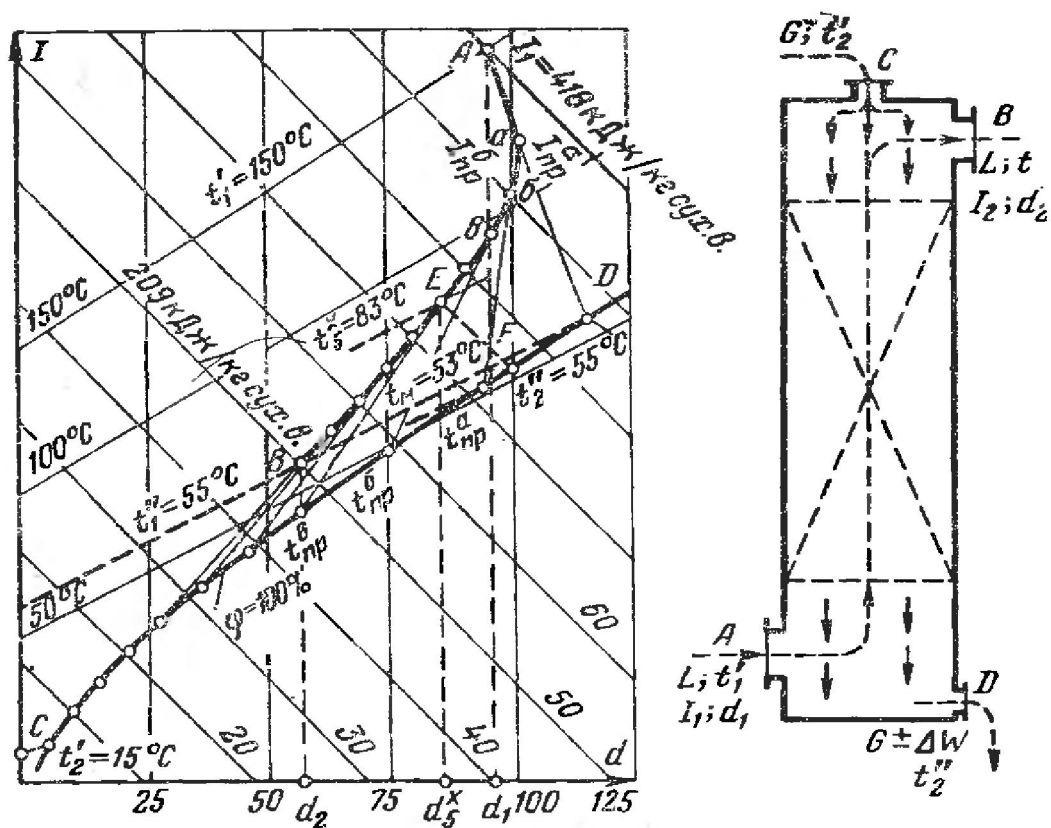


Рисунок 1.23 – Процесс тепло- и массообмена между воздухом и водой в скруббере на I, d - диаграмме

$$\Delta t = \frac{1}{\sum \frac{b}{\Delta t_{np}}}, \quad (1.30)$$

где b - отношение изменения температуры воздуха в ступени к полному изменению температуры его в смешительном аппарате; Δt_{np} - разность температур теплоносителей для одной ступени.

Пример графоаналитического определения конечных параметров воздуха и средней разности температур в смешительном аппарате рассматривается на практических занятиях.

1.5.2 Тепловой расчет насадочного теплообменного аппарата

Для увеличения поверхности соприкосновения капель с газом используются различного вида насадки. Они могут укладываться в определенном порядке или беспорядочно насыпаться (внавал).

Каждая насадка характеризуется:

- размером элемента насадки, м;
- поверхностью в единице объема S , $\text{м}^2/\text{м}^3$;
- свободным объемом $V_{\text{св}}$, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Основные характеристики насадок представлены в таблице 1.4 [1, 4].

Таблица 1.4 – Основные характеристики насадок

Вид насадки	Размер элемента насадки, мм	Поверхность в единице объема S , $\text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем $V_{\text{св}}$, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Объемный вес насадки, $\text{кг}/\text{м}^3$	Приведенный диаметр, $d_r = 4V_{\text{св}}/S$, м
Кольца Рашига (керамические, беспорядочно лежащие)	15×15×2	330	0,7	690	0,0085
	25×25×3	200	0,74	530	0,015
	35×35×4	140	0,78	505	0,022
	50×50×5	90	0,785	530	0,035
Кольца Рашига керамические (правильно уложенные)	50×50×5	110	0,735	650	0,027
	80×80×8	80	0,72	670	0,036
	100×100×10	60	0,72	670	0,048
Кольца Рашига стальные (беспорядочно лежащие)	8×8×0,3	630	0,9	780	—
	10×10×0,5	500	0,88	960	—
	15×15×0,5	350	0,92	660	—
	25×25×0,8	220	0,92	640	—
	50×50×1	110	0,95	430	—
Кокс	25	120	0,53	600	0,018
	40	85	0,55	590	0,026
	75	42	0,58	550	0,055
Кварц	25	120	0,37	1 600	0,012
	40	85	0,43	1 450	0,02
	75	42	0,46	1 380	0,044
Хордовая насадка (деревянная — см. рис. 2-10)	10×100 (шаг в свету 10)	100	0,55	210	0,022
	10×100 (шаг в свету 20)	65	0,68	145	0,040
	10×100 (шаг в свету 30)	48	0,77	110	0,064

Расчет таких теплообменных аппаратов сводится к определению объема и высоты насадки

$$V = \frac{Q}{k S \Delta t \psi}, \quad (1.31)$$

где Q - тепловая нагрузка аппарата (определяется из уравнения теплового баланса), Вт; k - коэффициент теплопередачи, определяется из критерия Кирпичева, Вт/(м²·К); S - поверхность в единице объема насадки, м²/м³; Δt - разность температур теплоносителей, определяется так же, как в безнасадочных скрубберах, оС; ψ - коэффициент смачиваемости, который представляет собой отношение количества жидкости, удерживаемое насадкой, к количеству, которое могла бы удерживать насадка при полной ее смачиваемости.

$$\psi = \frac{\sqrt[3]{S}}{f(H_w)}, \quad (1.32)$$

где H_w - интенсивность орошения, функция $f(H_w)$ приводится в таблицах в зависимости от H_w . Если ψ получается больше единицы, то насадка смачивается полностью и в расчете принимается $\psi = 1$.

Критериальное уравнение Кирпичёва:

$$Ki = 0,17 Re_2^{0,7} Re_{жс}^{0,7} Pr_2^{0,33} \chi^{1,15}, \quad (1.33)$$

где $Ki = \frac{k d_n}{\lambda_2} \rightarrow k = \frac{Ki \lambda_2}{d_n}$, здесь d_n - приведенный диаметр, из таблицы или

по формуле $d_n = \frac{4 V_{св}}{S}$; λ_2 - коэффициент теплопроводности газа (воздуха) при его средней температуре;

$$Re_2 = \frac{4 w_2}{\nu_2 S}, \quad (1.34)$$

здесь w_2 - средняя скорость газа перед насадкой на свободное сечение скруббера; ν_2 - кинематическая вязкость газа.

$$Re_{жс} = \frac{H_w d_n}{3600 \nu_{жс}}, \quad (1.35)$$

здесь $\nu_{жс}$ - кинематическая вязкость жидкости при средней ее температуре.

В уравнении (1.33) Pr_2 - критерий Прандтля для газа при средней его температуре, а χ - среднее влагосодержание газа (воздуха), определяется по I, d – диаграмме и численно равно d.

Определяя геометрические размеры скруббера (высоту H и диаметр D), необходимо придерживаться следующего соотношения $1,5...2 < \frac{H}{D} < 5...7$.

Тема 2. ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ

Выпаривание - термический процесс, когда при кипении раствора из последнего выделяется пары растворителя, чаще всего вода, практически в чистом виде. Концентрация растворенного вещества при этом повышается.

2.1 Отличие процесса выпаривания от кипения чистого растворителя

Выпаривание в отличие от кипения чистого растворителя характеризуется:

- 1 - наличием физико-химической температурной депрессии;
- 2 - изменением физико-химических параметров раствора.

1. Температура образующихся при кипении воды паров практически такая же, как кипения воды (температура насыщения), которая зависит от давления.

При кипении водного раствора его температура выше, чем паров воды, образующихся над кипящим раствором. Разница между температурой кипения раствора и температурой паров называется физико-химической температурной депрессией Δ_1 , т.е.

$$\Delta_1 = t_p - \theta, \text{ } ^\circ\text{C}, \quad (2.1)$$

где t_p - температура кипения раствора; θ - температура образующихся паров воды.

Физико-химическая температурная депрессия зависит от:

- вида раствора (она больше у растворов веществ с малой молярной массой);
- концентрации растворенного вещества (с повышением концентрации Δ_1 увеличивается);
- давления в выпарном аппарате.

В справочной литературе приводится физико-химическая температурная депрессия при атмосферном давлении в зависимости от концентрации (рисунок 2.1). Для определения ее величины при давлении отличном от атмосферного можно воспользоваться формулой И.А. Тищенко

$$\Delta_1 = 0,01362 \frac{T^2}{r} \Delta'_1, \quad (2.2)$$

где Δ'_1 - физико-химическая депрессия при атмосферном давлении, оС; T - абсолютная температура кипения чистого растворителя, К, и r - теплота парообразования для воды при давлении выпаривания, кДж/кг.

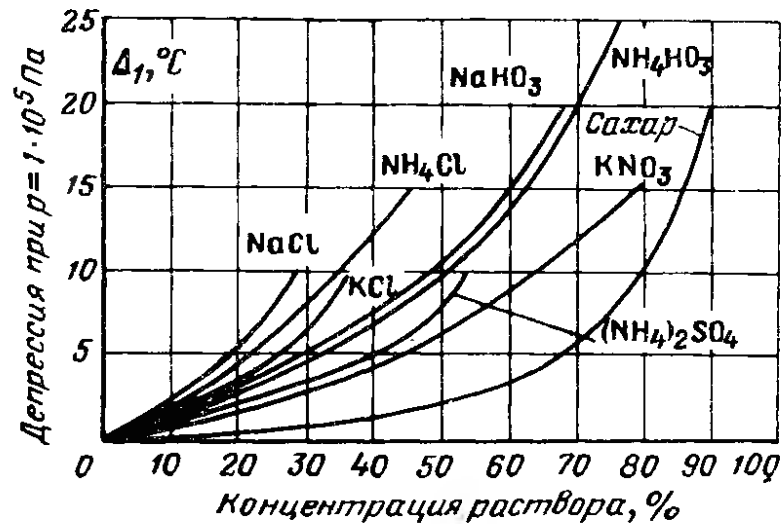


Рисунок 2.1 – Зависимость физико-химической температурной депрессии растворов при атмосферном давлении от концентрации

2. При кипении чистой воды физико-химические параметры ее остаются постоянными (если не меняется давление). При кипении раствора наблюдается процесс выпаривания, т.е. концентрация раствора увеличивается. Следовательно, физико-химические параметры раствора изменяются:

- плотность, вязкость, физико-химическая температурная депрессия – увеличиваются;
- теплоемкость, теплопроводность - уменьшаются.

2.2 Классификация выпарных аппаратов

Выпарные аппараты возможны периодического и **непрерывного действия**. Первые отличаются низкой производительностью и большими потерями теплоты для разогрева аппарата перед его пуском. В промышленности используются аппараты непрерывного действия.

По **конструктивным** признакам аппараты бывают вертикальные (компактные, чаще применяемые), горизонтальные, наклонные.

По **виду обогреваемой поверхности**: трубчатые (наиболее часто используемые в промышленности), змеевиковые, с паровой рубашкой.

По **давлению** в аппарате: с повышенным давлением, атмосферным давлением и вакуумом.

2.3 Конструкции выпарных аппаратов

Наибольшее распространение в различных отраслях промышленности получили трубчатые выпарные аппараты с естественной или принудительной циркуляцией раствора в них. Нагревательные камеры таких аппаратов могут быть расположены соосно с аппаратом (рисунок 2.2, а и б) или вынесены (рисунок 2.2, в).

Естественная циркуляция раствора в аппаратах вызывается различием плотностей парожидкостной смеси в циркуляционной трубе и кипятильных трубах (рисунок 2.2). Скорость циркуляции в таких аппаратах невелика (0,3...0,8 м/с), поэтому коэффициенты теплопередачи в их греющих камерах тоже относительно низкие. На рисунке 2.2, б представлен аппарат с вынесенной циркуляционной трубой, которая не обогревается снаружи, следовательно, в ней раствор активно не кипит, т.е. нет активного парообразования. Поэтому разность плотностей парожидкостной смеси в кипятильных трубах и циркуляционной трубе больше, чем в аппаратах с соосной циркуляционной трубой, скорость движения и коэффициент теплопередачи тоже несколько выше. Повышение скорости движения парожидкостной смеси в кипятильных трубах кроме того уменьшает возможность отложения кристаллов на внутренней поверхности этих труб, которые могут образовываться при концентрировании растворов.

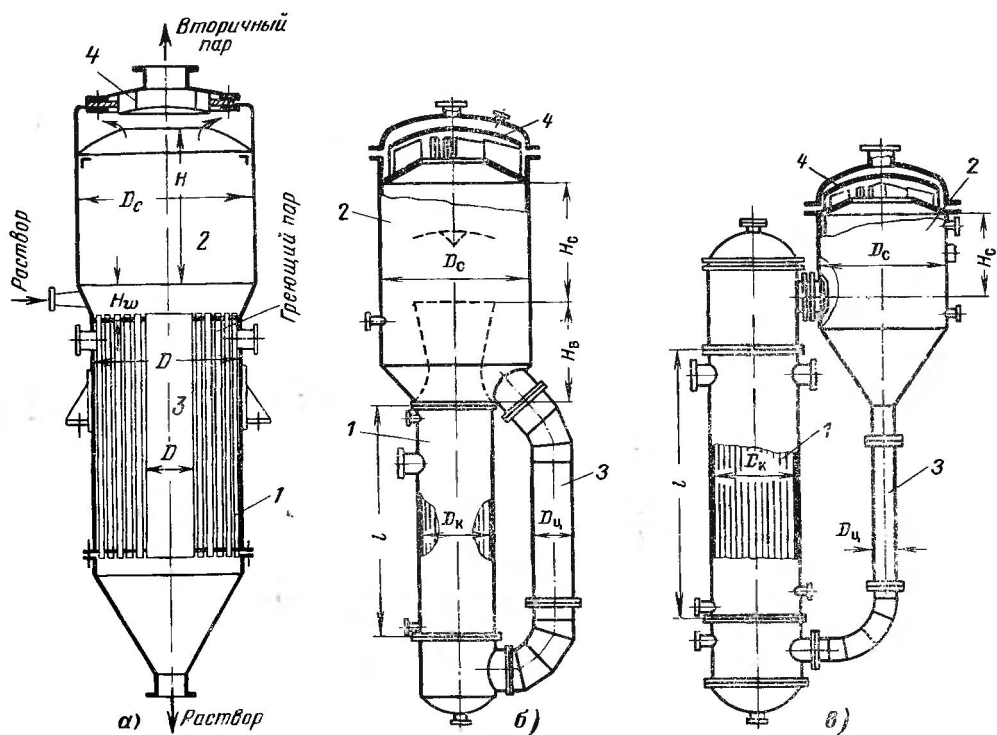


Рисунок 2.2 – Вертикальные выпарные аппараты с естественной циркуляцией раствора

а – с сосной циркуляционной (опускной) трубой; б – с выносной опускной трубой; в – с вынесенной греющей камерой; 1 – греющая камера; 2 – паровое пространство; 3 – опускная (циркуляционная) труба; 4 – брызгоуловитель (сепаратор)

Существенного снижения отложения в трубах кристаллов солей можно достичь при использовании аппаратов с вынесенной зоной кипения (рисунок 2.2, б и рисунок 2.3, а). В таких аппаратах вследствие увеличенного гидростатического давления столба жидкости кипения в трубах греющей камеры не происходит, упаренный раствор только перегревается. При выходе перегретого раствора из этих труб в трубы кипячительные он попадает в зону пониженного гидростатического давления, где и происходит интенсивное его закипание. Таким образом, предотвращается возможность отложения кристаллов на теплообменной поверхности труб и, следовательно, увеличивается коэффициент теплопередачи и время эксплуатации аппарата между профилактическими ремонтами.

Более высокие кратности циркуляции, соответствующие скоростям движения парожидкостной смеси более 2...2,5 м/с, достигаются в выпарных аппаратах с принудительной циркуляцией (рисунок 2.3). Это обеспечивается установ-

кой в циркуляционной трубе насосов, обладающих высокой производительностью. Как результат – высокие коэффициенты теплопередачи (более 2000 Вт/(м²·К). В аппаратах с принудительной циркуляцией можно с успехом концентрировать высоковязкие или кристаллизующие растворы. Эти аппараты могут быть как с сосной (рисунок 2.3, а), так и с вынесенной греющей камерой (рисунок 2.3, б), а также с вынесенной зоной кипения (рисунок 2.3, а).

Для выпаривания пенящихся растворов применяются пленочные выпарные аппараты (рисунок 2.4). Их относят к группе аппаратов, работающих без цирку-

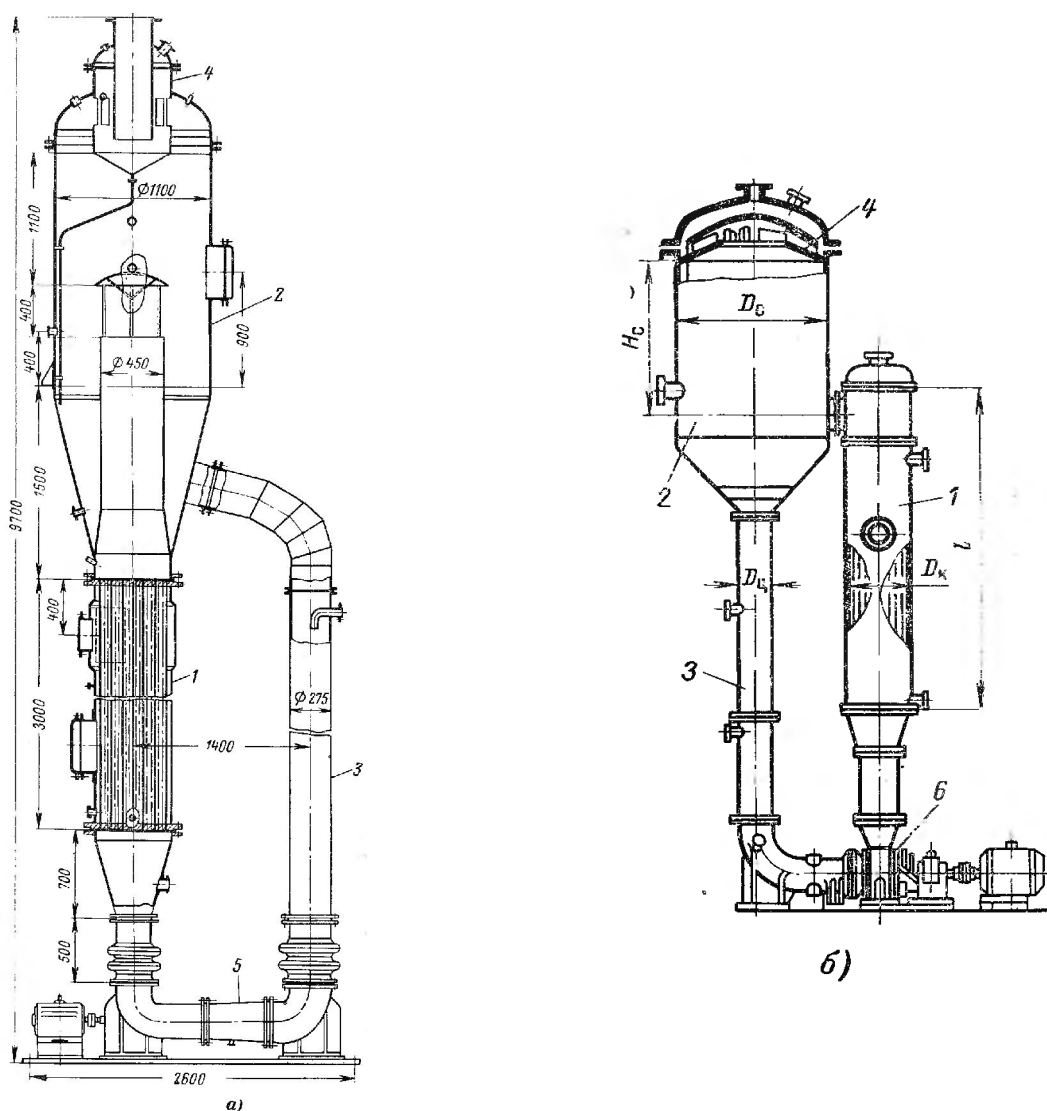


Рисунок 2.3 – Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией раствора

а – с сосной греющей камерой; б – с вынесенной греющей камерой; 1 – греющая камера; 2 – паровое пространство; 3 – циркуляционная (опускная) труба; 4 – сепарирующее устройство; 5 - насос

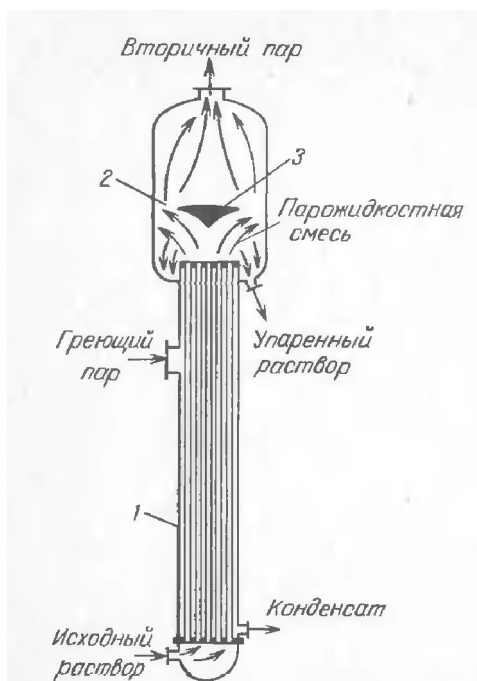


Рисунок 2.4 – Выпарной плёночный аппарат

1 – греющая камера; 2 – паровое пространство; 3 - брызгоотделитель

В сепараторе пар и раствор отделяются друг от друга.

Всем трубчатым аппаратам свойственен существенный недостаток: в них затруднительно, а часто практически невозможно выпаривать агрессивные рас-

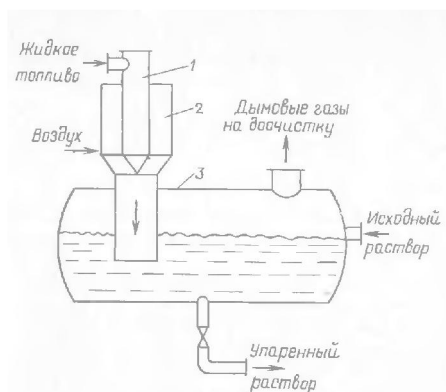


Рисунок 2.5 – Барботажный выпарной аппарат с погружной горелкой

1 – форсунка; 2 – погружная горелка; 3 – корпус выпарного аппарата

ляции, процесс выпаривания является за один проход жидкости по кипяtilьным трубам, причем раствор движется в них в виде восходящей пленки, которая образуется при кипении пенящихся растворов.

Работают эти аппараты следующим образом. Снизу трубы заполняют раствором на $1/4 \dots 1/5$ их высоты, подают в межтрубное пространство греющий пар, который вызывает интенсивное кипение раствора. Выделяющийся вторичный пар, поднимаясь по трубам, за счет сил поверхностного натяжения увлекает за собой раствор.

Для таких растворов применяют аппараты, в которых отсутствуют теплопередающие поверхности, а процесс теплообмена осуществляется путем непосредственного соприкосновения теплоносителя (например, дымовых газов) с упариваемым раствором (рисунок 2.5).

2.4 Принципиальная схема выпарного аппарата

На рисунке 2.6 схематически изображен выпарной аппарат 1 и потоки, входящие в аппарат и выходящие из него.

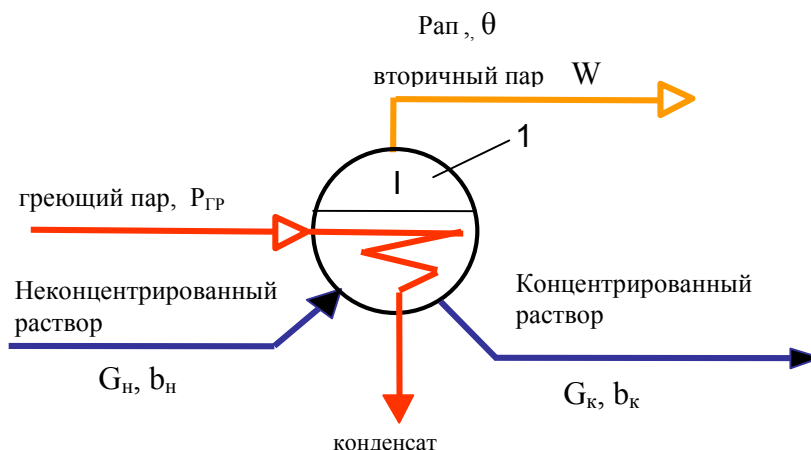


Рисунок 2.6 – Принципиальная схема выпарного аппарата
1 – выпарной аппарат

G_n и G_k - расход раствора неконцентрированного, поступающего на выпаривание, и концентрированного в процессе выпаривания, соответственно, кг/с; b_n и b_k – концентрация соответствующих растворов, в долях или %; W – расход вторичного пара (выпаренной из раствора воды), кг/с.

2.5 Материальный баланс процесса выпарки

Сообразно со схемой (рисунок 2.6) и принятыми обозначениями система уравнений материального баланса процесса выпаривания

$$\begin{cases} W = G_n - G_k \\ G_n b_n = G_k b_k \end{cases} \quad (2.3)-(2.4)$$

Решая систему уравнений (2.3) и (2.4) относительно расхода вторичного пара, получаем выражение

$$W = G_n - G_n \frac{b_n}{b_k} = G_n \left(1 - \frac{b_n}{b_k} \right) = G_n \frac{b_k - b_n}{b_k} \quad (2.5)$$

Расчет выпарных аппаратов осуществляется на 1 кг раствора, поступающего на выпарку, т.е. $G_n = 1$ кг, тогда удельное количество выпаренной воды

$$w = \frac{W}{G_H} = \frac{b_K - b_H}{b_K}, \text{ кг / кг}, \quad (2.6)$$

а концентрация упаренного раствора

$$b_K = \frac{b_H}{1 - w} \quad (2.7)$$

2.6 Схемы многокорпусных выпарных установок

Если пренебречь потерями теплоты в окружающую среду выпарным аппаратом и принять приблизительно равными теплоту парообразования греющего и вторичного пара, то согласно уравнению теплового баланса на 1 кг греющего пара можно выпарить 1 кг воды из раствора, т.е. получить 1 кг вторичного пара (рисунок 2.6). Этот пар можно использовать как греющий теплоноситель, например, в следующем корпусе выпарной установки, т.е. в идеале из раствора можно выпарить столько килограммов воды, сколько корпусов в установке. Раствор при этом будет переходить из корпуса в корпус, а концентрация растворенного в нем вещества будет соответственно повышаться (рисунок 2.7).

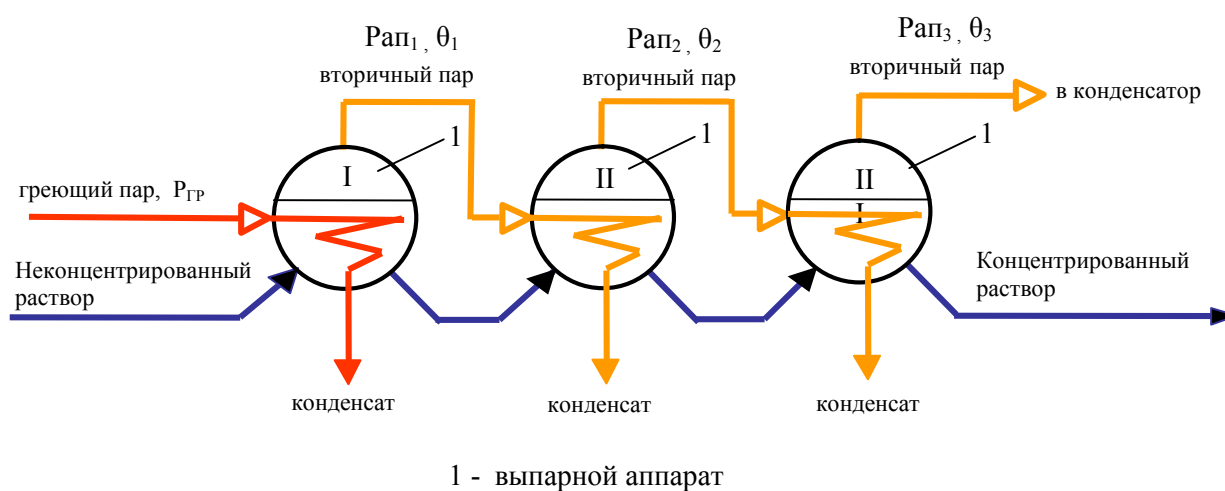


Рисунок 2.7 - Схема трехкорпусной прямоточной выпарной установки

Практически расход греющего пара на первый корпус выпарной установки

$$D = \frac{W}{0,85 n}, \quad (2.8)$$

где W - расход выпаренной воды во всей установке, кг/с; n - число корпусов; коэффициент 0,85 учитывает потери теплоты в окружающую среду и тот факт, что теплота фазового перехода греющего пара меньше, чем вторичного т.к. давление греющего пара должно быть больше чем давление в соответствующем аппарате, а значит вторичного пара.

То есть, чем больше корпусов в установке, тем меньше расход греющего пара на первый корпус, а значит эксплуатационные расходы на установку. Но этот эффект постепенно затухает, поэтому существует понятие оптимального числа корпусов, которое может составлять $n = 3 \dots 5$.

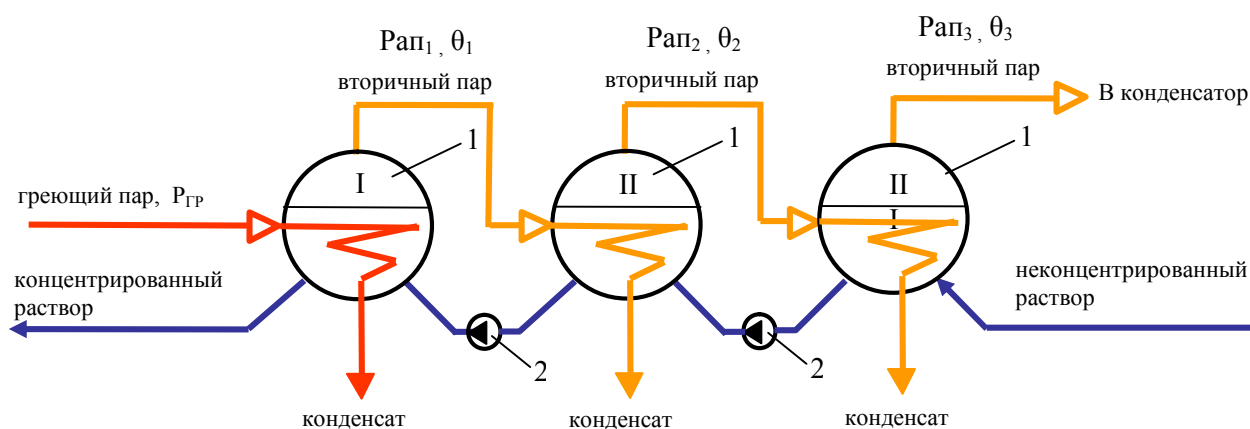
Наиболее распространенными схемами многокорпусных выпарных установок являются:

а) прямоточная (рисунок 2.7)

Практически в любой многокорпусной установке, в том числе и прямоточной, распределение давлений по корпусам подчиняется следующему неравенству $p_{зр} > p_1 > p_2 > \dots > p_n$. Обычно первый корпус работает при повышенном давлении, второй – при давлении близком или выше атмосферного, а последний под разрежением. В прямоточной схеме и пар и раствор движутся от первого корпуса к последнему, причем раствор движется от корпуса к корпусу самотёком, что снижает как капитальные (на установку насосов), так и эксплуатационные затраты (на их привод). Схема применяется для большинства растворов, кроме вязких и склонных к активному кристаллообразованию.

б) противоточная (рисунок 2.8)

Применяется для выпаривания вязких растворов. Вязкость зависит от вида раствора, концентрации и температуры его. При выпаривании концентрация раствора увеличивается, а значит, повышается его вязкость. В то же время, т.к. остается справедливым неравенство $p_{зр} > p_1 > p_2 > \dots > p_n$, а значит температура кипения раствора в корпусах $t_1 > t_2 > \dots > t_n$, вязкость раствора, подвергаемого выпариванию в прямоточной схеме, по всем факторам увеличивается, что делает проблематичным движение его самотеком, а значит применение прямоточной схемы. При выпаривании раствора в многокорпусной противоточной установке



1 - выпарной аппарат; 2- насос

Рисунок 2.8 - Схема трехкорпусной противоточной выпарной установки

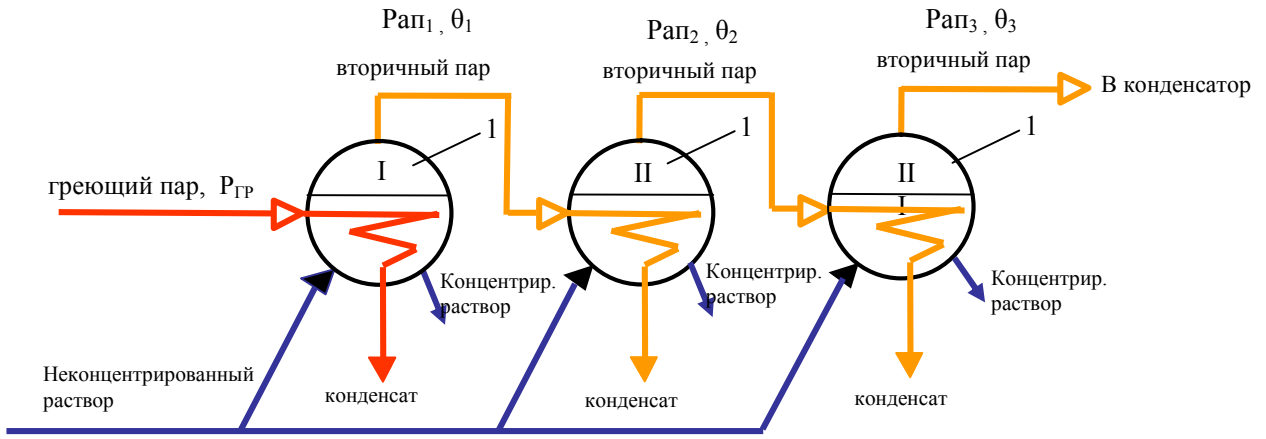
раствор подается в последний корпус, где давление, а значит и температура самые низкие. При движении раствора от последнего к первому корпусу температура кипения повышается, что способствует снижению вязкости. Но т.к. раствор движется в сторону повышения давления, он перемещается с помощью насосов 2. Это требует дополнительных капитальных и эксплуатационных затрат.

в) со смешанным током

Так же как и схема с противоточным движением применяется для выпаривания вязких растворов. В данной схеме неконцентрированный раствор подается во второй корпус, второй и третий корпуса (рисунок 2.8) соединены последовательно, а после третьего корпуса раствор подается в первый насосом, что снижает затраты на насосы.

г) с параллельным питанием по раствору (рисунок 2.9)

Применяется для выпаривания растворов, склонных к активному кристаллообразованию. Раствор разводится к корпусам по единому коллектору, так же отводится концентрированный раствор после аппаратов.



1 - выпарной аппарат

Рисунок 2.9 - Схема трехкорпусной выпарной установки с параллельным питанием по раствору

2.7 Полная температурная депрессия

Полная температурная депрессия

$$\Delta = \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3, \text{ } ^\circ\text{C} , \tag{2.9}$$

где Δ_1 - физико-химическая температурная депрессия (описана в п.п. 2.1); Δ_2 - гидростатическая температурная депрессия; Δ_3 - гидравлическая температурная депрессия.

Гидростатическая температурная депрессия равна разности температур кипения раствора на поверхности и на глубине (обычно берётся на половине высоты h

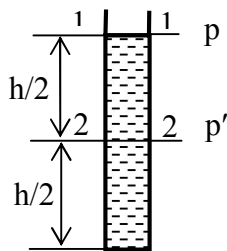


Рисунок 2.10 – К определению гидростатической температурной депрессии

кипяtilьных труб выпарного аппарата). Для этого по давлению в аппарате p находится температура кипения раствора в сечении 1-1 $t_{кин1}$ (рисунок 2.10).

Увеличение давления на половине высоты трубок с учетом паронаполнения $\varepsilon = 0,4 \dots 0,6$ определяется

по формуле $\Delta p = \frac{1}{2} h g \rho (1 - \varepsilon)$ и давление в сечении

2-2 $p' = p + \Delta p$. По давлению p' находится температура

кипения раствора в сечении 2-2 $t_{кин2}$. Гидростатическая депрессия

$$\Delta_2 = t_{кин2} - t_{кин1} \tag{2.10}$$

где Q_1 и Q_n - тепловая нагрузка греющих камер, k_1 и k_n - коэффициент теплопередачи в них; Δt_1 и Δt_n - полезная разность температур в первом и n-ом корпусах.

В результате деления уравнения (2.15) на уравнение (2.14) получаем условие соотношения полезных разностей температур в корпусах

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \frac{\kappa_1}{\kappa_n} \frac{Q_n}{Q_1}. \quad (2.16)$$

Если принять количество выпаренной из раствора воды по корпусам пропорциональной тепловой нагрузке соответствующего корпуса, т.е.

$$Q_1 : Q_2 : \dots : Q_n = W_1 : W_2 : \dots : W_n, \quad (2.17)$$

то условие (2.16) можно представить в виде

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \frac{\kappa_1}{\kappa_n} \frac{W_n}{W_1} \quad (2.18)$$

б) Минимальная поверхность теплообмена корпусов

Преимущество – экономия материала, меньше капитальные затраты.

Условие одинаковой поверхности нагрева корпусов:

$$F = F_1 + F_2 + \dots + F_n = \min \quad (2.19)$$

Уравнения теплопередачи для n-ого и первого корпусов

$$\begin{aligned} Q_n &= k_n F_n \Delta t_n \\ \dots \dots \dots \\ Q_1 &= k_1 F_1 \Delta t_1 \end{aligned} \quad (2.20)-(2.21)$$

Общая полезная разность температур

$$\Delta t = \Delta t_n + \dots + \Delta t_1 \quad (2.22)$$

Общая поверхность теплообмена всей выпарной установки

$$F = F_n + \dots + F_1 \quad (2.23)$$

Для простоты решения допустим, что установка двухкорпусная, тогда

$$F = \frac{Q_n}{\kappa_n \Delta t_n} + \frac{Q_1}{\kappa_1 \Delta t_1} = \frac{Q_n}{\kappa_n \Delta t_n} + \frac{Q_1}{\kappa_1 (\Delta t - \Delta t_n)} \quad (2.24)$$

Исследуем общую поверхность теплообмена всей установки на минимум. Для этого продифференцируем функцию (2.24) относительно Δt_n и первую производную приравняем нулю.

$$\frac{dF}{d(\Delta t_n)} = -\frac{Q_n}{\kappa_n \Delta t_n^2} + \frac{Q_1}{\kappa_1 (\Delta t - \Delta t_n)^2} = 0 \quad (2.25)$$

Т.к. $(\Delta t - \Delta t_n) = \Delta t_1$, получаем

$$\frac{Q_1}{\kappa_1 \Delta t_1^2} = \frac{Q_n}{\kappa_n \Delta t_n^2}, \quad (2.26)$$

откуда

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \sqrt{\frac{\kappa_1 Q_n}{\kappa_n Q_1}} \quad \text{или} \quad \frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \sqrt{\frac{\kappa_1 W_n}{\kappa_n W_1}} \quad (2.27)-(2.28)$$

в) Одинаковая и минимальная поверхность теплообмена корпусов

Обобщим условия а) и б), рассмотренные ранее:

$$\text{а) } \frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \frac{\kappa_1 Q_n}{\kappa_n Q_1}; \quad \text{б) } \frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \sqrt{\frac{\kappa_1 Q_n}{\kappa_n Q_1}} \quad \text{или} \quad \left(\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1}\right)^2 = \frac{\kappa_1 Q_n}{\kappa_n Q_1}.$$

$$\text{Из а) и б) } \rightarrow \text{ в) } \left(\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1}\right)^2 = \frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} \quad (2.29)$$

$$\text{Равенство (2.29) выполняется, когда } \frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = 1, \quad \text{т.е. когда } \Delta t_n = \Delta t_1. \quad (2.30)$$

Иначе говоря, это условие выполняется, когда полезные разности температур для всех корпусов установки равны

$$\Delta t_1 = \Delta t_2 = \dots = \Delta t_n \quad (2.31)$$

2.10 Тепловой расчет выпарной установки

Цель расчета - определение расхода греющего пара на установку.

Введем следующие обозначения, в которых индексы 0 соответствуют неконцентрированному раствору, а индексы 1, 2, 3 ... - номерам корпусов:

b_0, b_1, b_2, b_3 - концентрации раствора, %;

c_o, c_1, c_2, c_3 - удельные теплоемкости раствора, кДж/(кг·К);

t_o, t_1, t_2, t_3 - температуры кипения раствора, оС;

i'_1, i'_2, i'_3 - энтальпии греющего пара, кДж/кг;

i''_1, i''_2, i''_3 - энтальпии вторичного пара, кДж/кг;

$\theta_1, \theta_2, \theta_3$ - температуры вторичного пара, оС;

τ_1, τ_2, τ_3 - энтальпии конденсата греющего пара, кДж/кг;

w_1, w_2, w_3 - количество выпариваемой воды на 1 кг неконцентрированного раствора, поступающего на выпарку;

d_1 - удельный расход греющего пара, поступающего в первый корпус установки, кг на 1 кг неконцентрированного раствора;

$\varepsilon_1, \varepsilon_2, \varepsilon_3$ - отбор экстрапара, кг/кг;

R - расход пара извне (отработавшего, мятого) от других источников.

На рисунке 2.11 представлена схема прямоточной многокорпусной выпарной установки, в которой вторичный пар, выходящий из первого корпуса, служит греющим паром для второго корпуса, из второго – греющим паром для третьего и т.д. В этом случае согласно принятым обозначениям получим $i''_1 = i'_2, i''_2 = i'_3, i''_3 = i'_4$ и т.д.

В схеме предусмотрено частичное использование теплоты конденсата предыдущего корпуса в последующем, осуществляемое обычно при помощи расширительных сосудов, в которых происходит самовскипание конденсата с образованием пара. Такое же количество тепла могло бы быть получено от использования его при непосредственном перепуске из одного корпуса в другой. Однако это усложняет эксплуатацию и может ухудшать теплопередачу в аппаратах. При составлении тепловых балансов можно считать, что весь конденсат каскадно перепускается из одного корпуса в другой.

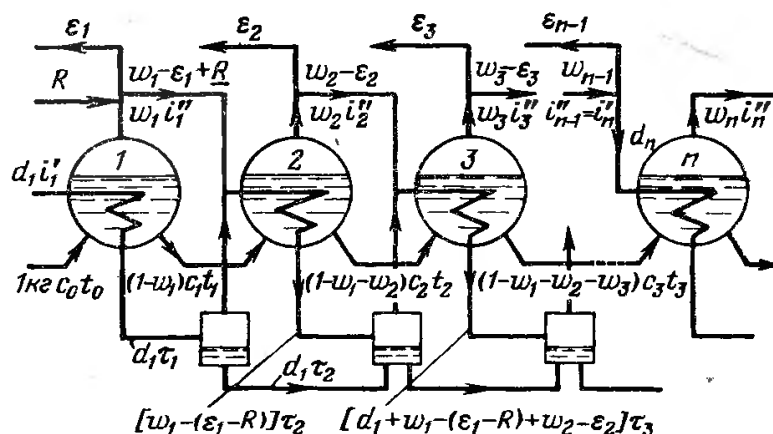


Рисунок 2.11 – Схема прямоточной многокорпусной выпарной установки с отбором экстрапара и каскадным перепуском конденсата

Тепловой баланс первого корпуса выпарной установки (рисунок 2.11)

на 1 кг раствора, поступающего в аппарат, имеет следующий вид:

Приходные статьи баланса

с греющим паром $d_1 i_1'$

с раствором $c_o t_o$

Расходные статьи баланса

с вторичным паром $w_1 i_1''$

с раствором, уходящим из аппарата, $(1-w_1)c_1 t_1$

с конденсатом $d_1 \tau_1$

Уравнение теплового баланса

$$d_1 i_1' + 1 c_o t_o = w_1 i_1'' + (1-w_1)c_1 t_1 + d_1 \tau_1 \quad (2.32)$$

Если в аппарат поступает 1 кг раствора с теплоемкостью c_o и из него удаляется w_1 кг воды с теплоемкостью c_e , то, поскольку при выходе из аппарата получается $(1-w_1)$ кг раствора с теплоемкостью c_1 , справедливо равенство

$$1 c_o - w_1 c_e = (1-w_1)c_1 \quad (2.33)$$

Подставив в уравнение (2.32) вместо выражения $(1-w_1)c_1$ величину $(c_o - w_1 c_e)$ и решив его относительно w_1 , получим:

$$w_1 = d_1 \frac{i_1' - \tau_1}{i_1'' - c_e t_1} + c_o \frac{t_o - t_1}{i_1'' - c_e t_1} \quad (2.34)$$

Множитель $\frac{i_1' - \tau_1}{i_1'' - c_\theta t_1} = \alpha_1$, равный количеству воды, испаряемой за счет теплоты

1 кг греющего пара, называется **коэффициентом испарения α** . Он всегда имеет положительное значение.

Выражение $\frac{t_0 - t_1}{i_1'' - c_\theta t_1} = \beta_1$ может быть отрицательным, положительным или рав-

ным нулю. Знак его зависит от знака числителя, т.к. знаменатель всегда положителен. При $t_0 > t_1 \rightarrow \beta_1 > 0$, при $t_0 = t_1 \rightarrow \beta_1 = 0$, при $t_0 < t_1 \rightarrow \beta_1 < 0$. Например, если раствор поступает в первый корпус с температурой $t_0 > t_1$, то некоторое количество воды из поступающего раствора выкипает за счет собственного тепла перегрева. Происходит самоиспарение, а величина β называется **коэффициентом самоиспарения**.

Таким образом, уравнение (2.34) можно представить в виде

$$w_1 = d_1 \alpha_1 + c_\theta \beta_1, \quad \text{кг/кг}, \quad (2.35)$$

откуда **удельный расход пара в однокорпусной установке на 1 кг раствора, поступающего на выпаривание**

$$d_1 = \frac{w_1 - c_\theta \beta_1}{\alpha_1} \quad (2.36)$$

Уравнение теплового баланса для второго корпуса согласно схеме на рисунке 2.11 имеет вид:

$$\begin{aligned} (w_1 + R - \varepsilon_1) i_2' + d_1 \tau_1 + (1 - w_1) c_1 t_1 &= \\ = w_2 i_2'' + (1 - w_1 - w_2) c_2 t_2 + (d_1 + w_1 - \varepsilon_1 + R) \tau_2 \end{aligned} \quad (2.37)$$

Принимая во внимание, что

$$(1 - w_1) c_1 = c_\theta - w_1 c_\theta$$

и

$$(1 - w_1 - w_2) c_2 = c_\theta - w_1 c_\theta - w_2 c_\theta,$$

произведем замену в уравнении (2,37) и после группировки получим

$$w_2 = w_1 \frac{i_2' - \tau_2}{i_2'' - c_\theta t_2} + (c_\theta - w_1 c_\theta) \frac{t_1 - t_2}{i_2'' - c_\theta t_2} + d_1 \frac{\tau_1 - \tau_2}{i_2'' - c_\theta t_2} - (\varepsilon_1 - R) \frac{i_2' - \tau_2}{i_2'' - c_\theta t_2}. \quad (2.38)$$

Заменяя в выражении (2.38) $\frac{i_2' - \tau_2}{i_2'' - c_6 t_2} = \alpha_2$ - коэффициент испарения;

$\frac{t_1 - t_2}{i_2'' - c_6 t_2} = \beta_2$ - коэффициент самоиспарения; $\frac{\tau_1 - \tau_2}{i_2'' - c_6 t_2} = \sigma_2$ - коэффициент само-

испарения перепускаемого конденсата, получаем

$$w_2 = w_1 \alpha_2 + (c_o - w_1 c_6) \beta_2 + d_1 \sigma_2 - (\varepsilon_1 - R) \alpha_2. \quad (2.39)$$

Подставляя в (2.39) вместо w_1 выражение для него согласно формуле (2.35), получаем

$$w_2 = d_1 (\alpha_1 \alpha_2 - \alpha_1 \beta_2 c_6 + \sigma_2) + c_o (\alpha_2 \beta_1 - \beta_1 \beta_2 c_6 + \beta_2) - (\varepsilon_1 - R) \alpha_2 \quad (2.40)$$

По аналогии можно составить **уравнение теплового баланса для третьего корпуса** и после ряда преобразований получить выражение:

$$\begin{aligned} w_3 = & d_1 (\alpha_3 (\alpha_1 \alpha_2 - \alpha_1 \beta_2 c_6 + \sigma_2) - \beta_3 c_6 (\alpha_1 + \alpha_1 \alpha_2 - \alpha_1 \beta_2 c_6) + \alpha_1 \sigma_3 + \sigma_3) + \\ & + c_o (\alpha_3 (\alpha_2 \beta_1 - \beta_1 \beta_2 c_6 + \beta_2) - \beta_3 c_6 (\beta_1 + \alpha_2 \beta_1 - \beta_1 \beta_2 c_6 + \beta_2) + \beta_3) - \\ & - (\varepsilon_1 - R) (\alpha_2 \alpha_3 - \alpha_3 \beta_3 + \sigma_3) - \varepsilon_2 \alpha_3 \end{aligned} \quad (2.41)$$

Обозначим в уравнениях (2.35), (2.40) и (2.41) коэффициенты при d_1 через x_1, x_2, x_3 , при c_o через y_1, y_2, y_3 , при $(\varepsilon_1 - R)$ через z' , т.е. z'_2, z'_3 , при ε_2 через z'' , т.е. z''_3 .

Тогда для w_1, w_2 и w_3 получим следующие уравнения:

$$w_1 = d_1 x_1 + c_o y_1, \quad (2.42)$$

$$w_2 = d_1 x_2 + c_o y_2 - (\varepsilon_1 - R) z'_2, \quad (2.43)$$

$$w_3 = d_1 x_3 + c_o y_3 - (\varepsilon_1 - R) z'_3 - \varepsilon_2 z''_3, \quad (2.44)$$

а для n -ого корпуса установки

$$w_n = d_1 x_n + c_o y_n - (\varepsilon_1 - R) z'_n - \varepsilon_2 z''_n - \varepsilon_3 z'''_n - \dots - \varepsilon_{n-1} z'^{(n-1)}_n \quad (2.45)$$

Суммируя уравнения (2.42)-(2.45) по частям, получаем

$$\begin{aligned} w_1 + w_2 + w_3 + \dots + w_n = & d_1 (x_1 + x_2 + x_3 + \dots + x_n) + \\ & + c_o (y_1 + y_2 + y_3 + \dots + y_n) - (\varepsilon_1 - R) (z'_2 + z'_3 + z'_4 + \dots + z'_n) - \\ & - \varepsilon_2 (z''_3 + z''_4 + \dots + z''_n) - \varepsilon_3 (z'''_4 + z'''_5 + \dots + z'''_n) - \dots - \varepsilon_{n-1} z'^{(n-1)}_n \end{aligned} \quad (2.46)$$

Примем следующие обозначения

$$W_n = w_1 + w_2 + w_3 + \dots + w_n$$

$$X_n = x_1 + x_2 + x_3 + \dots + x_n$$

$$Y_n = y_1 + y_2 + y_3 + \dots + y_n$$

$$Z_1 = z'_2 + z'_3 + z'_4 + \dots + z'_n$$

$$Z_2 = z''_3 + z''_4 + \dots + z''_n$$

$$Z_3 = z'''_4 + z'''_5 + \dots + z'''_n$$

$$Z_{n-1} = z^{(n-1)}_n$$

Тогда уравнение (2.46) можно написать в виде:

$$W_n = d_1 X_n + c_o Y_n - (\varepsilon_1 - R)Z_1 - \varepsilon_2 Z_2 - \varepsilon_3 Z_3 - \dots - \varepsilon_{n-1} Z_{n-1} \quad (2.47)$$

Откуда удельный расход пара на первый корпус многокорпусной выпарной установки

$$d_1 = \frac{W_n - c_o Y_n + (\varepsilon_1 - R)Z_1 + \varepsilon_2 Z_2 + \varepsilon_3 Z_3 + \dots + \varepsilon_{n-1} Z_{n-1}}{X_n} \quad (2.48)$$

2.11 Приближенный метод определения расхода пара на выпарную установку

Изложенный выше метод определения расхода пара – громоздок. Он сильно упрощается, если принять, что коэффициенты испарения α во всех корпусах примерно равны 1 (практически они 0,92...0,99), а произведения двух и более коэффициентов самоиспарения β равны нулю. Эти допущения дают ошибку $\sim (4...6) \%$. Тогда коэффициенты при d_1 (уравнения (2.35), (2.40) и (2.41)) принимают значения:

$$x_1 = \alpha_1 = 1;$$

$$x_2 = \alpha_1 \alpha_2 - \alpha_1 \beta_2 c_e + \sigma_2 = 1 - \beta_2 c_e + \sigma_2;$$

$$\begin{aligned} x_3 &= \alpha_3(\alpha_1 \alpha_2 - \alpha_1 \beta_2 c_e + \sigma_2) - \beta_3 c_e(\alpha_1 + \alpha_1 \alpha_2 - \alpha_1 \beta_2 c_e) + \alpha_1 \sigma_3 + \sigma_3 = \\ &= (1 - \beta_2 c_e + \sigma_2) - \beta_3 c_e(1 + 1 - \beta_2 c_e) + \sigma_3 + \sigma_3 = 1 - \beta_2 c_e + \sigma_2 - 2\beta_3 c_e + 2\sigma_3. \end{aligned}$$

Коэффициенты при c_e :

$$y_1 = \beta_1;$$

$$y_2 = \alpha_2 \beta_1 - \beta_1 \beta_2 c_e + \beta_2 = \beta_1 + \beta_2;$$

$$\begin{aligned} y_3 &= \alpha_3(\alpha_2 \beta_1 - \beta_1 \beta_2 c_e + \beta_2) - \beta_3 c_e(\beta_1 + \alpha_2 \beta_1 - \beta_1 \beta_2 c_e + \beta_2) + \beta_3 = \\ &= \beta_1 + \beta_2 + \beta_3 \end{aligned}$$

Коэффициенты при $(\varepsilon_1 - R)$:

$$z'_2 = \alpha_2 = 1;$$

$$z'_3 = \alpha_2 \alpha_3 - \alpha_3 \beta_3 + \sigma_3 = 1 - \beta_3 + \sigma_3.$$

Коэффициенты при ε_2 :

$$z''_3 = \alpha_3 = 1$$

и т.д.

На основе коэффициентов x, y, z могут быть подсчитаны суммарные коэффициенты X, Y, Z , значения которых приводятся в таблицах в литературе.

Например,

Число корпусов	X	Y	Z_1	Z_2
1	$X_1 = 1$	$Y_1 = \beta_1$	-	-
2	$X_2 = 2 - \beta_2 c_e + \sigma_2$	$Y_2 = 2\beta_1 + \beta_2$	$Z_1 = 1$	-
3	$X_3 = 3 - 2\beta_2 c_e - 2\beta_3 c_e + 2\sigma_2 + 2\sigma_3$	$Y_3 = 3\beta_1 + 2\beta_2 + \beta_3$	$Z_1 = 2 - \beta_3 + \sigma_3$	$Z_2 = 1$

... и т.д.

Полученные значения суммарных коэффициентов X, Y, Z используются для определения расхода пара по формуле (2.48).

Если выпарные аппараты работают без перепуска конденсата, то при определении X, Y, Z следует везде принимать $\sigma = 0$. Если отсутствует отбор экстрапара или подача извне мягого пара (или другого), то принимается $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = \dots = \varepsilon_n = 0$ и $R = 0$

Тема 3. ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

Перегонка - термический процесс разделения смеси двух (или большего числа) жидкостей, обладающих различными летучестями (различными температурами кипения), с помощью испарения части смеси; при этом образующиеся пары оказываются обогащенными летучим компонентом. Неиспаренная при перегонке смесь оказывается обедненной летучим компонентом.

3.1 Физико-химические свойства смесей

Рассмотрим физико-химические свойства смесей на примере наиболее простых двухкомпонентных (бинарных) смесей.

Все смеси разделяются на:

- смеси с взаимно нерастворимыми компонентами (бензол-вода, вода-ртуть);
- смеси с взаимно растворимыми компонентами (спирт-вода);
- смеси с частично растворимыми компонентами (вода-фенол).

Кипящая **смесь с взаимно нерастворимыми компонентами** подчиняется закону Дальтона: парциальное давление пара каждого компонента в паровой смеси равно давлению насыщенного пара чистого компонента при температуре кипящей смеси.

Рассмотрим смесь воды и бензола. Вода при атмосферном давлении (760 мм рт. ст) кипит при температуре ~ 100 °С, а бензол – при 80,4 °С. Зависимость температуры кипения воды от давления характеризуется кривой А на рисунке 3.1, а температуры кипения бензола – кривой В. Складывая ординаты кривых А и В, находим суммарную кривую С. Так как согласно закону Дальтона давление паровой или газовой смеси равно сумме парциальных давлений ее компонентов, то кривая С показывает зависимость между давлением и температурой кипящей смеси бензол-вода. Пересечение кривой С с горизонталью, соответствующей атмосферному давлению, показывает, что при этом давлении смесь кипит при температуре около 70 °С, а также, что парциальное давление паров воды в паровой смеси равно 225 мм рт. ст., а паров бензола – 535 мм рт. ст. независимо от содержания воды и бензола в жидкой смеси. Та-

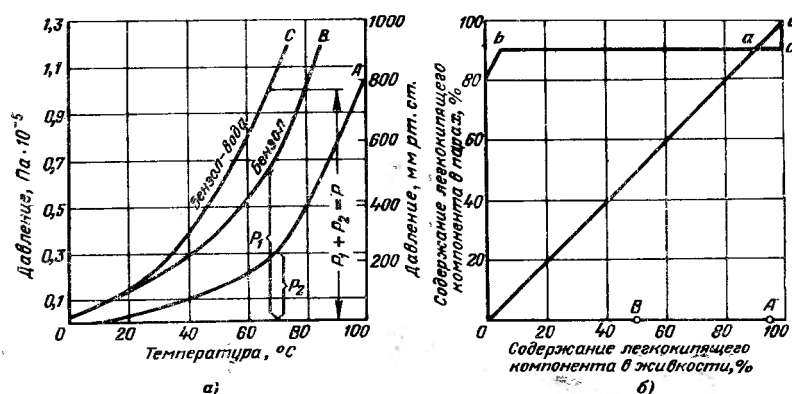


Рисунок 3.1 – Графики давлений, температур и процентного состава для взаимно нерастворимых компонентов бинарной смеси бензола и воды

ким образом, смесь из двух взаимно нерастворимых жидкостей закипает при температуре более низкой, чем температура кипения легкокипящей жидкости, входящей в смесь.

Пользуясь этим свойством, в технике применяют дистилляцию некоторых жидкостей с водяным паром. Как и перегонка под вакуумом, такой способ особенно пригоден для дистилляции жидкостей, точка кипения которых при атмосферном давлении настолько высока, что они при температуре кипения разлагаются.

Кипящая смесь с взаимно растворимыми компонентами подчиняется закону Рауля: парциальное давление пара каждого компонента в паровой смеси над кипящей при какой-либо температуре жидкой смесью равно давлению насыщенного пара этого компонента, кипящего в чистом виде при той же температуре, умноженному на молярную долю этого компонента в жидкой смеси.

Математически закон Рауля можно выразить в виде

$$p_a = P_a x_a, \quad (3.1)$$

где p_a - парциальное давление пара компонента a над кипящей смесью; x_a - молярная доля этого компонента в жидкой смеси; P_a - давление насыщенного пара компонента a при температуре кипения смеси.

Под молярной долей компонента подразумевается отношение числа молей его в смеси к суммарному числу молей обоих компонентов. Если в бинарной смеси

вещество с молярной массой μ_a находится в количестве $a_{жс}$, % от массы, а вещество с молярной массой μ_b в количестве $b = 100 - a_{жс}$, %, то молярные доли компонентов смеси определяются по формулам

$$x_a = \frac{\frac{a_{жс}}{\mu_a}}{\frac{a_{жс}}{\mu_a} + \frac{100 - a_{жс}}{\mu_b}}; \quad x_b = \frac{\frac{100 - a_{жс}}{\mu_b}}{\frac{a_{жс}}{\mu_a} + \frac{100 - a_{жс}}{\mu_b}}; \quad (3.2)-(3.3)$$

причем
$$x_a + x_b = 1 \quad (3.4)$$

Молярные доли можно выражать также в процентах.

Аналогичное уравнение для компонента b

$$p_b = P_b x_b = P_b (1 - x_a). \quad (3.5)$$

Полное давление пара над жидкостью равно сумме парциальных давлений обоих компонентов

$$P = p_a + p_b = P_a x_a + P_b (1 - x_a) \quad (3.6)$$

Молярная доля компонента a в парах

$$y_a = \frac{p_a}{p_a + p_b} = \frac{P_a x_a}{P} \quad (3.7)$$

Молярные доли летучего и нелетучего компонента в парах можно определить по формулам

$$y_a = \frac{\frac{a_n}{\mu_a}}{\frac{a_n}{\mu_a} + \frac{100 - a_n}{\mu_b}}; \quad y_b = \frac{\frac{100 - a_n}{\mu_b}}{\frac{a_n}{\mu_a} + \frac{100 - a_n}{\mu_b}}; \quad (3.8)-(3.9)$$

Обычно расчеты ведутся по летучему компоненту, поэтому пользуются формулами (3.2) и (3.8) и индекс a опускается.

Равновесные составы жидкости x и пара y в молярных долях (в %) и температуры кипения, оС, при атмосферном давлении для различных бинарных смесей с взаимно растворимыми компонентами приводятся в таблицах в специальной литературе [6], например, приведенные в таблице 3.1.

Рисунок 3.1 – Равновесные составы жидкости x , пара y в мольных массовых долях, % (в числителе) и температура кипения t , °C (в знаменателе) бинарных смесей при $1,013 \cdot 10^5$ Па

Смесь	x												Азеотропная смесь
	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	
Азотная кислота — вода	0	0,3	1	5	16	46	83	95,5	98,7	99,5	99,9	100	38,3
Аммиак — вода (при $0,98 \cdot 10^5$ Па)	100	103,5	108,6	117,5	121,4	121,6	116	101,5	91,7	87,5	85,6	85,4	121,9
Ацетон — бензол	0	49	72	89,3	97,6	99,2	100	100	100	100	100	100	—
Ацетон — вода	99,1	82,5	69,8	48	29,2	11,8	—4	—16,5	—24,5	—29,5	—32	—33,7	—
Ацетон — метиловый спирт	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100	—
Ацетон — этиловый спирт	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1	—
Бензол — толуол	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100	—
Бензол — уксусная кислота	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59,0	58,2	57,5	56,9	—
Вода — уксусная кислота	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	—	100	80
Изопропиловый спирт — вода	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56,0	55,3	55,05	—	56,1	55,05
Метиловый спирт — бензол	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100	—
Метиловый спирт — вода	78,3	75,4	73,0	69,0	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58,0	57,0	56,1	—
Метиловый спирт — этиловый спирт	0	11,5	21,4	38,0	51,1	61,9	71,2	79,0	85,4	91,0	95,9	100	—
Муравьиная кислота — уксусная кислота	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2	—
Сероуглерод — ацетон	0	26,0	42,0	59,0	68,6	75,0	79,0	83,0	88,0	92,5	97,0	100	97,5
Сероуглерод — четыреххлористый углерод	118,7	111,4	105,8	99,0	94,0	90,3	88,0	85,7	83,5	82,0	80,8	80,2	80,0
Толуол — уксусная кислота	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53,0	62,6	71,6	79,5	86,4	93,0	100	—
Этиловый спирт — бензол (при $1 \cdot 10^5$ Па)	118,7	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100	—
Этиловый спирт — вода	0	48,5	53,0	60,0	64,0	66,5	68,0	68,4	70,0	77,0	83,0	100	68,5
Четыреххлористый углерод — метиловый спирт	100	84,4	82,5	81,2	81,0	80,6	80,5	80,4	80,5	81,0	82,3	82,4	80,4
Четыреххлористый углерод — этиловый спирт	0	38,5	50,0	56,0	58,0	59,0	60,0	61,0	62,0	66,0	75,0	100	61,4
Этилацетат — уксусная кислота	80,2	66,9	61,1	58,6	58,0	57,8	57,7	57,6	57,6	58,0	59,6	64,9	57,6
Этилацетат — метиловый спирт	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87,0	91,5	95,8	100	—
Этилацетат — этиловый спирт	100	92,3	87,7	81,7	78,0	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66,0	64,5	—
Этилацетат — вода	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,3	100	—
Этилацетат — бензол	78,3	77,2	76,5	75,0	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,2	65,9	64,9	—
Этилацетат — метиловый спирт	0	8,0	14,6	26,0	38,0	48,5	57,6	66,0	74,6	83,6	92,2	100	—
Этилацетат — этиловый спирт	118,1	116,0	115,4	112,8	110,7	108,8	107,0	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8	—
Этилацетат — вода	0	19,0	29,0	46,0	53,3	52,5	60,5	61,0	68,0	72,2	78,0	100	61,0
Этилацетат — бензол	56,2	51,2	48,3	43,5	41,3	40,3	39,6	39,3	39,3	39,6	40,9	46,3	39,3
Этилацетат — метиловый спирт	0	13,2	24,0	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,8	90,1	95,0	100	—
Этилацетат — этиловый спирт	76,7	73,7	71,0	66,0	62,3	59,0	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3	—
Этилацетат — вода	0	15,5	25,5	37,2	46,0	54,1	57,0	61,5	66,5	71,8	81,0	100	62,7
Этилацетат — бензол	118,1	113,3	108,9	105,6	103,3	101,7	100,8	100,6	100,6	100,9	102,6	100,8	100,6
Этилацетат — метиловый спирт	0	6,5	12,6	27,2	41,0	54,6	66,0	74,6	83,0	90,5	96,2	100	—
Этилацетат — этиловый спирт	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71,0	68,7	65,7	61,5	—
Этилацетат — вода	0	21,0	33,0	48,0	54,0	56,5	58,8	62,0	65,8	72,2	82,3	100	63,0
Этилацетат — бензол	77,9	73,7	70,8	67,2	65,3	69,6	64,0	63,6	64,0	65,6	68,5	75,9	63,6
Этилацетат — метиловый спирт	0	14,4	28,7	50,6	65,4	77,0	85,6	92,0	96,1	98,9	99,8	100	—
Этилацетат — этиловый спирт	118,1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	77,1	—
Этилацетат — вода	0	18,0	28,6	36,8	40,5	43,5	46,5	49,5	53,5	60,0	71,0	100	44,8
Этилацетат — бензол	79,7	74,3	71,0	69,0	68,2	67,8	67,8	68,3	68,9	70,1	71,6	78,1	67,8
Этилацетат — метиловый спирт	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100	89,4
Этилацетат — этиловый спирт	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80,0	79,4	79,0	78,6	78,4	78,4	78,15

В расчете процессов перегонки используются диаграммы фазовая и равновесия.

Графическое изображение связи между температурой кипения жидкой смеси, составом жидкости и составом получающихся паров при заданном давлении, называется диаграммой кипения и конденсации или **фазовой диаграммой** (рисунок 3.2, а). По оси ординат этого графика отложена температура смеси, а по оси абсцисс – молярные доли компонентов в жидкой и паровой фазах. Зависимость между температурой кипения жидкой смеси и ее составом изображается нижней линией, называемой кривой кипения. Состав получающихся паров в зависимости от температуры кипения изображается верхней кривой, линией сухого пара или линией конденсации. Из диаграммы видно, что содержание легкокипящего компонента (летучего) в парах больше, чем в жидкости ($y > x$). Для большинства растворов фазовая диаграмма строится по опытным данным.

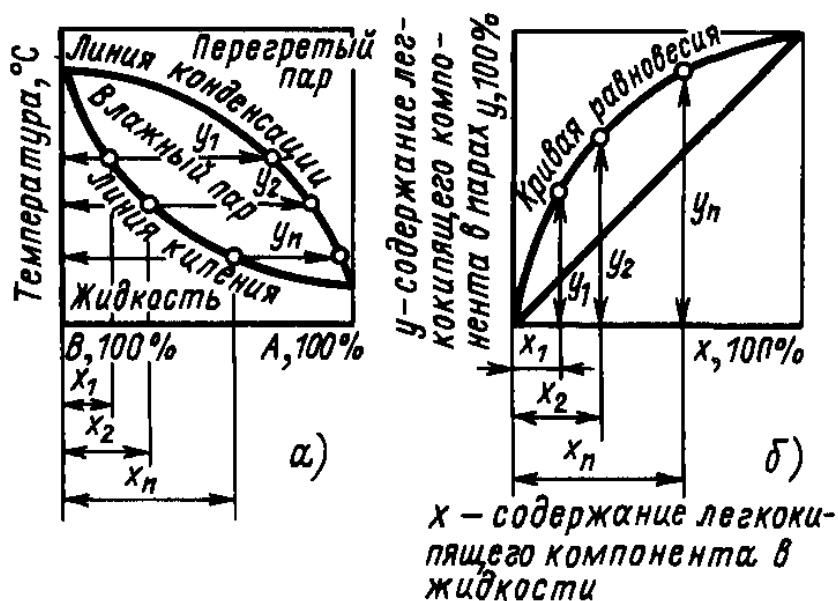


Рисунок 3.2 – Диаграммы для бинарных смесей:
а – фазовая диаграмма $t-x, y$; б – диаграмма равновесия $y = f(x)$

Кривая равновесия для бинарной смеси (рисунок 3.2, б) отображает зависимость состава паров от состава жидкой смеси. По оси абсцисс откладывается

содержание летучего компонента в жидкости x , а по оси ординат – в парах y . Для более летучего компонента y всегда больше x , поэтому кривая равновесия смеси взаимно растворимых жидкостей располагается над диагональю квадрата, построенного на сторонах $x=100 \text{ моль} - \%$ и $y=100 \text{ моль} - \%$.

Смеси с частично растворимыми компонентами.

Для частично взаимно растворимых жидкостей содержание летучего компонента в парах вычисляется в две стадии. В пределах растворимости компонентов расчет ведут по закону Рауля или по экспериментальным таблицам, а во второй фазе (в пределах нерастворимости) – по закону Дальтона.

На рисунке 3.3 представлен график зависимости растворимости от состава частично растворимой бинарной смеси фенол – вода. Если по оси абсцисс отложить концентрации воды и фенола, а по оси ординат температуру, то окажется, что кривые растворимости одного компонента в другом в действительности представляют собой одну кривую, проходящую через максимум в точке, соответствующей составу смеси с 39,9 % фенола и 64,1 % воды при температуре смеси 68,8 °С.

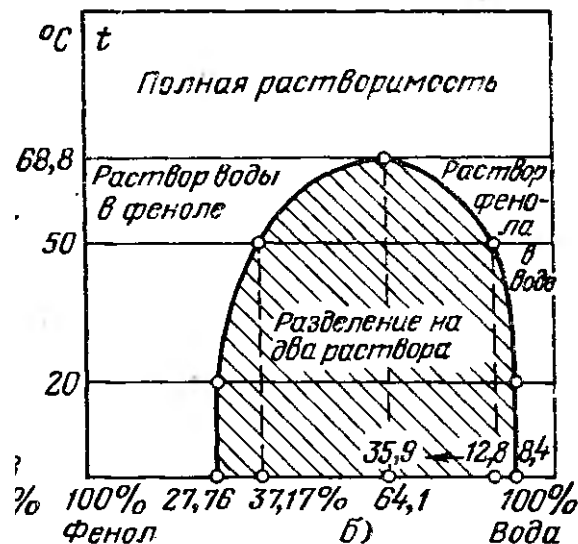


Рисунок 3.3 – График зависимости растворимости от состава частично растворимой бинарной смеси фенол - вода

При 20 °С вода растворяет до 8,4 % по массе фенола, а при 50 °С растворимость его увеличивается до 12,08 %. Вода растворяется в феноле при 20 °С в количестве до 27,75, а при 50 °С до 37,17 % (проценты даны по отношению ко всей массе смеси).

3.2 Способы перегонки смесей

Известны три способа перегонки смесей:

- однократное испарение;
- простая дистилляция;
- ректификация.

Однократное испарение - способ осуществления перегонки смесей взаимно растворимых жидкостей на отдельные компоненты, которые отличаются по температурам кипения как друг от друга, так и от исходной смеси.

При перегонке с однократным испарением исходная смесь подается насосом в подогреватель, где она нагревается вплоть до температуры кипения при давлении, созданном насосом. Затем смесь проходит дроссельное устройство, где её давление резко понижается, и поступает в адиабатический испаритель. В нем происходит вскипание перегретой жидкости; образуется пар, содержание летучего в котором больше, чем в жидкости. Испаритель представляет собой пустотелый цилиндр, в котором паровая фаза отделяется от жидкой. Температура паровой и жидкой фаз в этом случае одна и та же. Обе фракции отводятся из испарителя, пары конденсируются в готовый продукт, жидкость возможно охлаждается. Четкость разделения смеси при перегонке с однократным испарением наихудшая.

Простая дистилляция может производиться в установках периодического и непрерывного действия. На рисунке 3.4 представлена схема установки простой дистилляции и схема процесса на фазовой t - x , y – диаграмме бинарной смеси. В результате подвода теплоты в кипятильник 1 смесь с содержанием летучего x_1 кипит, образуя пары с содержанием летучего соответственно y_1 . Если не добавлять в кипятильник (перегонный куб) свежих порций исходной смеси,

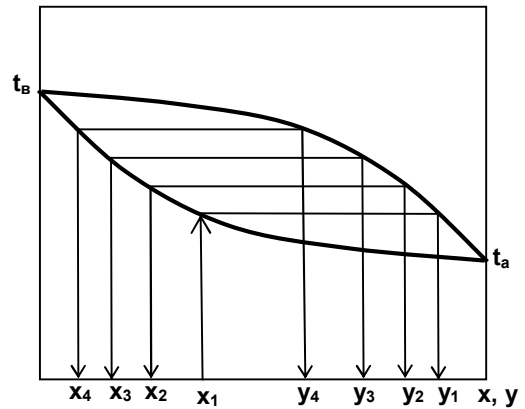
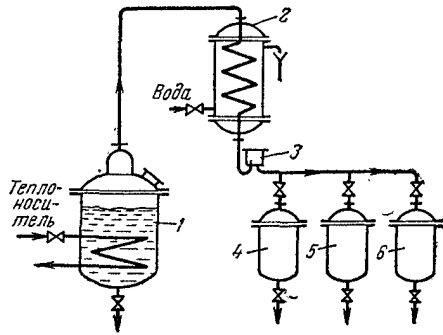


Рисунок 3.4 – Схема установки для простой дистилляции и ее процесс на фазовой t - x, y - диаграмме
 1 – перегонный куб; 2 – конденсатор-холодильник; 3 – смотровой фонарь; 4-6 – сборники фракций дистиллята

то содержание летучего в ней, а значит и в парах, уменьшается, т.е. с течением времени концентрация летучего в готовом продукте (в сборниках дистиллята 4-6) снижается. На схеме видно, что $x_1 > x_2 > x_3 > x_4 > \dots$, а значит $y_1 > y_2 > y_3 > y_4 > \dots$. Простая дистилляция не позволяет получить готовый продукт высокой и стабильной концентрации.

Простую однократную дистилляцию в промышленных условиях применяют в тех случаях, когда не требуется наиболее полное разделение смеси на компоненты или когда точки кипения отдельных компонентов настолько далеки друг от друга, что содержание легколетучего компонента в парах очень велико по сравнению с содержанием его в жидкости.

Применение многоступенчатой дистилляции с целью повышения концентрации готового продукта делает установку громоздкой, сложной в обслуживании.

Ректификация – это разделение жидкой смеси компонентов с различными летучестями в результате противоточного движения жидкой и паровой фаз, в процессе которого пары смеси, соприкасаясь с несколько более холодной жидкой смесью, имеющей большее содержание летучего компонента, конденсируются. За счет выделяющейся теплоты конденсации образуются пары, обогащенные летучим компонентом, которые в свою очередь контактируют с жидко-

стью и т.д. Процесс многократно повторяется на контактных поверхностях, которыми могут быть тарелки (колпачковые, сетчатые, клапанные и др.) или насадки (например, выполненные из колец Рашига).

Принципиальная схема ректификационной установки представлена на рисунке 3.5

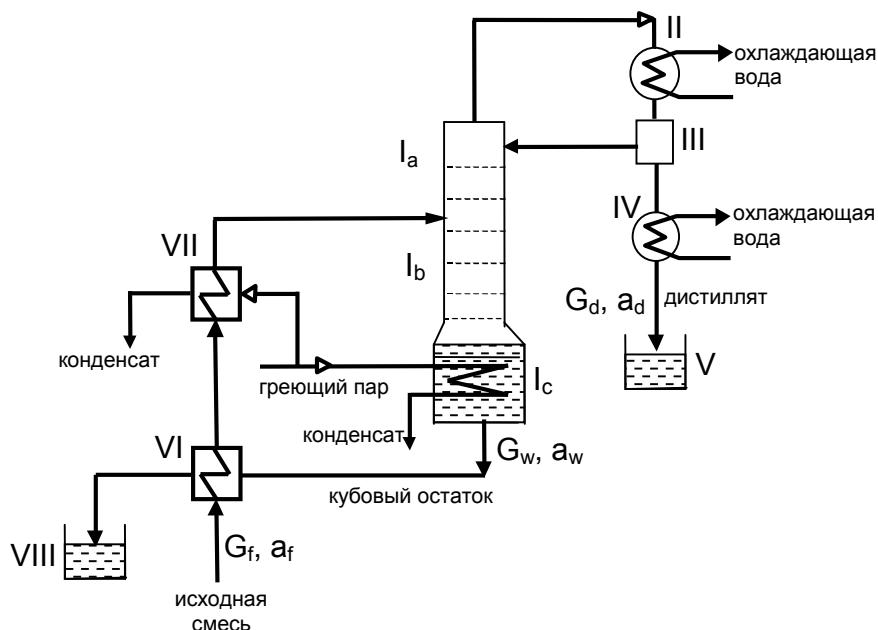


Рисунок 3.5 – Принципиальная схема ректификационной установки

I – ректификационная колонна (I_a – укрепляющая часть, I_b – исчерпывающая часть, I_c – куб-испаритель), II – дефлегматор, III – сепаратор, IV – конденсатор - холодильник, V – сборный бак готового продукта (дистиллята), VI – подогреватель исходной смеси кубовым остатком, VII – подогреватель исходной смеси паром, VIII – сборный бак кубового остатка

За счет подвода тепла (например, с греющим паром) в кубе-испарителе смесь кипит, испаряется, пары поднимаются вверх. Сверху колонны выходят пары с высоким содержанием летучего компонента. В дефлегматоре II они частично конденсируются за счет отвода теплоты с охлаждающей водой, затем в сепараторе III жидкость отделяется и направляется в верхнюю часть колонны. Остальные пары далее конденсируются в конденсаторе-холодильнике IV, там же готовый жидкий продукт охлаждается, а затем собирается в резервуаре V.

Жидкость, возвращаемая в колонну для обогащения паров летучим компонентом, называется флегмой, а ее расход характеризуется флегмовым числом R , которое представляется собой отношение расхода флегмы в колонну к расходу

готового продукта, выходящего из установки (определение флегмового числа и расхода флегмы смотри п.п. 3.5).

Рассмотрим процессы, происходящие на контактном устройстве, например, на колпачковой тарелке (рисунок 3.6). Обогащение паров происходит сле-

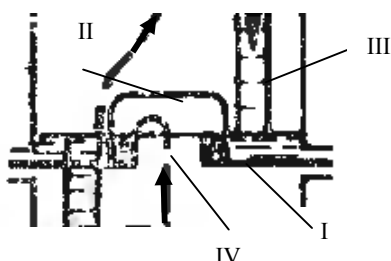


Рисунок 3.6 – Схема процессов на колпачковой тарелке
I – тарелка; II – колпачок; III – сливной патрубок; IV – паровой патрубок

дующим образом: пары, подымаясь вверх, проходят через паровой патрубок под колпачок, находящийся над патрубком и далее через прорези в виде зубцов на нижней кромке колпачка. При этом они обязательно проходят через слой жидкости (флегмы), находящейся на тарелке.

Флегма движется по колонне сверху вниз, переходя от тарелки к тарелке по сливным патрубкам. При этом концентрация летучего компонента в ней на соответствующей тарелке больше, чем аналогичная величина в парах, подходящих к этой тарелке снизу. А так как температура насыщения зависит от состава смеси, то температура паров, соответственно, больше чем флегмы на данной тарелке. Следовательно, пар, проходя через слой жидкости, будет конденсироваться, выделяя теплоту фазового перехода, а жидкость за счет этой теплоты будет образовывать новые пары с большим содержанием летучего компонента. Образовавшиеся пары поднимаются к вышележащей тарелке и процесс, описанный выше, повторяется. Так происходит процесс обогащения паров летучим компонентом.

Как следует из принципиальной схемы установки (рисунок 3.5), исходная смесь перед подачей в колонну подогревается в подогревателях VI и VII вплоть до температуры кипения, соответствующей концентрации исходной смеси, теплом кубового остатка (в VI) и греющим паром (в VII).

3.3 Материальный баланс процесса ректификации

При расчете процесса ректификации используются следующие обозначения:

G_f, G_d, G_w - расход исходной смеси, готового продукта (дистиллята) и кубового остатка; a_f, a_d, a_w - массовое содержание летучего компонента в исходной смеси, готовом продукте и кубовом остатке, соответственно.

Как правило, при расчетах процесса ректификации известны все три концентрации и один из расходов смеси. Поэтому составляется система уравнений материального баланса, из которых определяется недостающие составляющие.

$$\begin{cases} G_f = G_d + G_w \\ G_f a_f = G_d a_d + G_w a_w \end{cases} \quad (3.10)-(3.11)+$$

3.4 Тепловой баланс ректификационной колонны

Цель – определение расхода первичного энергоносителя, например, расхода греющего пара. На рисунке 3.7 представлена структурная схема потоков энергии ректификационной колонны.

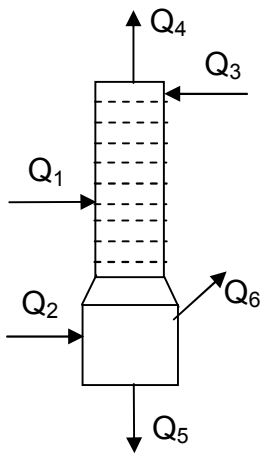


Рисунок 3.7 – Структурная схема потоков энергии ректификационной колонны

Приходные статьи баланса:

- Q_1 - с исходной смесью;
- Q_2 - с греющим паром;
- Q_3 - с флегмой.

Расходные статьи баланса:

- Q_4 - с парами, уходящими из колонны;
- Q_5 - с кубовым остатком;

Q_6 - потери в окружающую среду (принимается в количестве 5 % от общего расхода энергии).

Уравнение теплового баланса

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad (3.12)$$

Определение составляющих теплового баланса

$$Q_1 = G_f c_f t_f, \quad (3.13)$$

где c_f - массовая изобарная теплоемкость исходной смеси, t_f - температура поступающей в колонну смеси, находится как температура насыщения по a_f ;

$$c_f = c_a \frac{a_f}{100} + c_b \frac{100 - a_f}{100}, \quad (3.14)$$

здесь c_a и c_b - соответственно теплоемкость летучего и нелетучего компонента определяются из таблицы или номограммы [5] в зависимости от t_f .

$$Q_2 = D (i_n - i_k), \quad (3.15)$$

где D - расход греющего пара (искомая величина); i_n и i_k - энтальпия греющего пара и его конденсата (определяются по давлению пара из таблиц воды и водяного пара).

$$Q_3 = G_d R c_d t_d; \quad (3.16)$$

где R - флегмовое число; $G_d R$ - расход флегмы в колонну (определение флегмового числа и расхода флегмы смотри п.п. 3.5); t_d - температура насыщения в зависимости от содержания летучего в парах, выходящих из колонны (то же в готовом продукте и флегме); c_d - теплоемкость флегмы, определяется по формуле

$$c_d = c_a \frac{a_d}{100} + c_b \frac{100 - a_d}{100}, \quad (3.17)$$

здесь c_a и c_b - соответственно теплоемкость летучего и нелетучего компонента определяются из таблицы или номограммы [5] в зависимости от t_d .

$$Q_4 = G_d (R + 1) (c_d t_d + r_d); \quad (3.18)$$

где r_d - теплота фазового перехода бинарной смеси при массовой концентрации летучего в ней a_d , определяется по формуле

$$r_d = r_a \frac{a_d}{100} + r_b \frac{100 - a_d}{100}, \quad (3.19)$$

где r_a и r_b - соответственно теплота парообразования летучего и нелетучего компонента [5].

$$Q_5 = G_w c_w t_w; \quad (3.20)$$

где c_w - массовая изобарная теплоемкость кубового остатка, t_w - температура удаляемого из кипятильника (куба-испарителя) кубового остатка, находится как температура насыщения по a_w ;

$$c_w = c_a \frac{a_w}{100} + c_b \frac{100 - a_w}{100}, \quad (3.21)$$

здесь c_a и c_b - соответственно теплоемкость летучего и нелетучего компонента определяются из таблицы или номограммы [5] в зависимости от t_w .

С учетом потерь теплоты в окружающую среду в размере 5 % от общего количества тепла из уравнения теплового баланса (3.12) определяется расход греющего пара на процесс ректификации

$$D = \frac{1,05 (Q_4 + Q_5 - Q_1 - Q_3)}{(i_n - i_k)}. \quad (3.22)$$

Составив уравнения тепловых балансов дефлегматора и конденсатора-холодильника, можно найти:

- расход воды, поступающей в дефлегматор,

$$G_d = \frac{G_d R r_d}{c_g (t_2 - t_1)}. \quad (3.23)$$

-расход воды, поступающей в конденсатор-холодильник,

$$G_{к-х} = \frac{G_d (r_d + c_d (t_d - t'_d))}{c_g (t_2 - t_1)} \quad (3.24)$$

где c_g - теплоемкость воды, принимается $c_g = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$; t_1 и t_2 - температура охлаждающей воды на входе в теплообменные аппараты и на выходе из них, соответственно.

Общий расход охлаждающей воды в установке

$$G = G_d + G_{к-х} \quad (3.25)$$

3.5 Определение числа тарелок в ректификационной колонне

В инженерной практике определение числа тарелок в ректификационной колонне осуществляется графоаналитическим методом с помощью диаграммы равновесия x, y , которая строится по справочным данным. Из литературы (табл. XLIII [5]) выписываются равновесные составы жидкости и пара для бинарной смеси заданных веществ и их температура насыщения (смотри таблицу 3.1). Перечисленные характеристики оформляются в виде таблицы

X, %	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Y, %	0	100
t, °C

Строится диаграмма равновесия для заданной бинарной смеси (рисунок 3.8). По заданным массовым содержаниям летучего компонента в исходной смеси a_f , в готовом продукте a_d и в кубовом остатке a_w определяются молярные доли летучего компонента в исходной смеси x_f , дистилляте x_d и кубовом остатке x_w по формулам:

$$x_f = \frac{\frac{a_f}{\mu_a}}{\frac{a_f}{\mu_a} + \frac{100 - a_f}{\mu_b}}; \quad x_d = \frac{\frac{a_d}{\mu_a}}{\frac{a_d}{\mu_a} + \frac{100 - a_d}{\mu_b}}; \quad x_w = \frac{\frac{a_w}{\mu_a}}{\frac{a_w}{\mu_a} + \frac{100 - a_w}{\mu_b}} \quad (3.26)-(3.28)$$

где μ_a и μ_b – молярная масса летучего и нелетучего компонентов смеси, соответственно.

На оси ОХ откладываются точки, соответствующие составам кубового остатка x_w , исходной смеси x_f и дистиллята x_d . Проводятся через эти точки

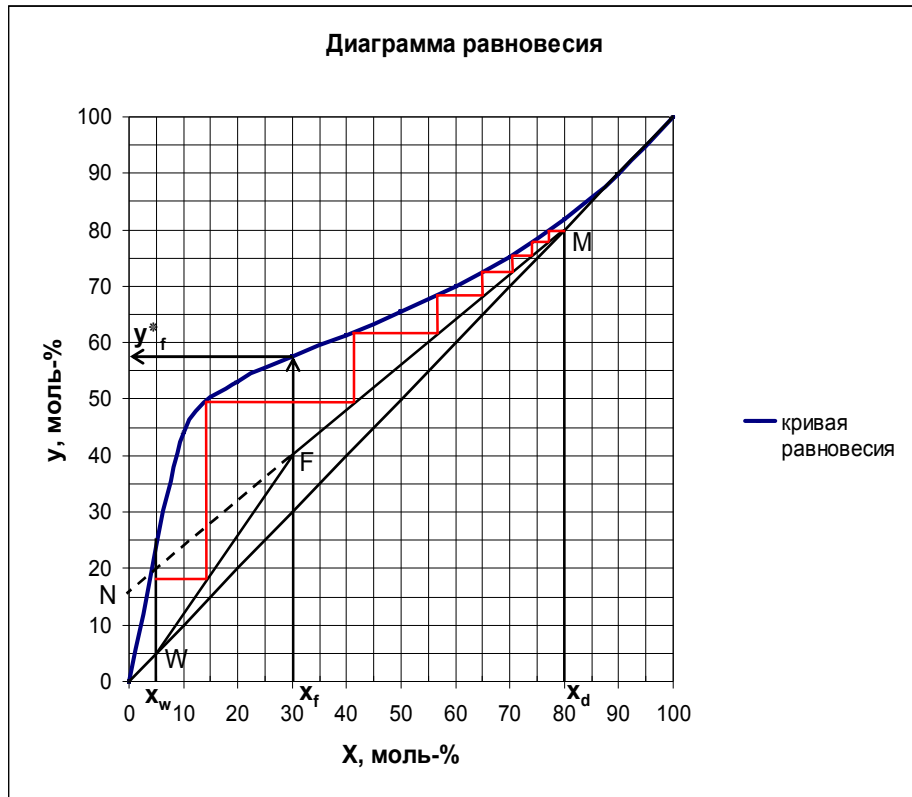


Рисунок 3.8 - Графическое определение числа теоретических тарелок

вертикали. Находится молярная доля летучего в парах, равновесных жидкости питания y_f^* (это же можно сделать по таблице равновесного состава). Обозначаются точки М и W.

Определяется минимальное флегмовое число по формуле

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_f^*}{y_f^* - x_f}, \quad (3.29)$$

где x_d – молярная доля летучего компонента в дистилляте (готовом продукте); x_f – то же в исходной жидкости (питании) колонны.

Рабочее (действительное) флегмовое число принимается больше теоретического

$$R = \varphi R_{\min}, \quad (3.30)$$

где φ - коэффициент избытка флегмы, принимается $\varphi = 1,5...2,5$.

Рабочее флегмовое число можно определить также по формуле

$$R = 1,3 R_{\min} + 0,3 \quad (3.31)$$

Проводится рабочая линия концентраций, для чего на оси ординат откладывается отрезок ON, величина которого определяется по формуле

$$ON = \frac{x_d}{R + 1}. \text{ Соединяются точки N и M, а также точки W и F отрезками (точка F}$$

получается при пересечении двух рабочих линий и соответствует составу исходной смеси). Отрезки FM и WF – рабочие линии, соответственно, верхней (укрепляющей) и нижней (исчерпывающей) частей колонны.

Проводятся последовательно из точки M горизонтальные до линии равновесия и вертикальные до рабочей линии отрезки между кривой равновесия и рабочими линиями MF и FW. Последнюю горизонталь провести так, чтобы она пересекла вертикальную прямую $x = x_w$. Число полученных при построении ступеней соответствует числу теоретически необходимых тарелок ректификационной колонны n_m .

Реальный процесс массообмена на контактных устройствах колонны не является идеальным (строго равновесным). Поэтому действительное число тарелок, устанавливаемое в колонне, должно быть больше теоретического и определяется по формуле

$$n_{\partial} = \frac{n_m}{\eta_m}, \quad (3.32)$$

где η_m – КПД тарелки, зависящий от типа тарелки, ее размеров, давления в колонне и др., определяемый, например, для колпачковых тарелок по графику, приведенному на рисунке 3.9 [2] или по формуле, описывающей этот график

$$\eta_m = 0,49 (\mu_{жс} \alpha)^{-0,245} \quad (3.33)$$

где $\mu_{жс}$ - вязкость разгоняемой жидкости; α - относительная летучесть.

$$\mu_{жс} = \mu_a \frac{a_{cp}}{100} + \mu_b \frac{100 - a_{cp}}{100}, \quad (3.34)$$

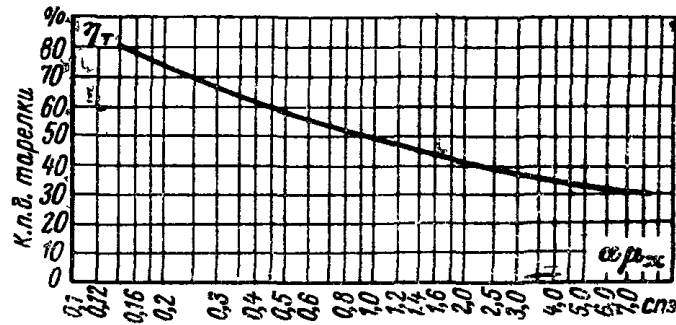


Рисунок 3.9 – График для определения КПД тарелки

здесь a_{cp} – средняя по высоте колонны концентрация летучего компонента

$a_{cp} = \frac{a_d + a_w}{2}$, μ_a и μ_b – вязкость летучего и нелетучего компонентов при температуре кипения исходной смеси;

$$\lg \alpha = 9 \frac{T_b - T_a}{T_b + T_a}, \quad (3.35)$$

где T_a и T_b – абсолютная температура кипения чистых компонентов.

3.6 Определение геометрических размеров ректификационной колонны

Основными размерами колонны являются ее диаметр и высота.

Определение диаметра колонны

Диаметр колонны можно определить из уравнения неразрывности, представленного для потока паров, поднимающихся по колонне снизу вверх:

$$V_n = \frac{\pi D^2}{4} w_n, \quad (3.36)$$

где D – диаметр колонны, w_n – скорость паров; V_n – объемный расход паров, движущихся по колонне.

Скорость движения паров должна обеспечивать наиболее оптимальные условия процессов, происходящих на контактных устройствах. Она находится в

диапазоне $w_n = 0,3 \dots 3,0 \text{ м/с}$ и может быть определена по графику (рисунок 3.10) [2].

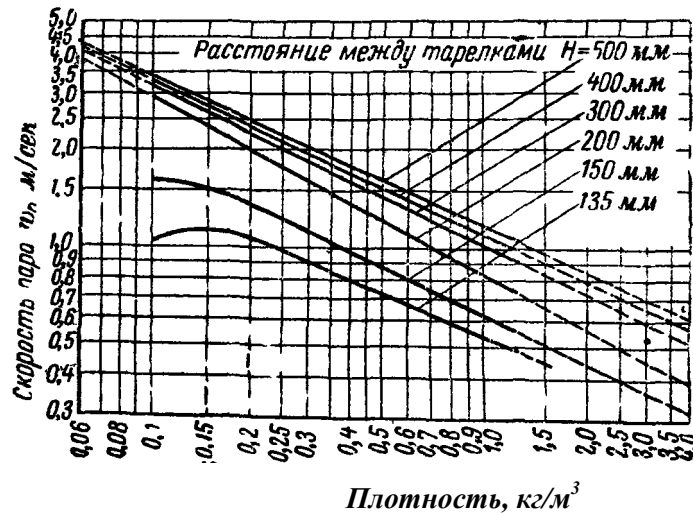


Рисунок 3.10 – График для определения допустимой скорости пара

Скорость определяется расстоянием между тарелками h , которое зависит от диаметра колонны и принимается из ряда 250; 300; 350; 400; 450 и т.д. до 900 мм. Если расстояние между тарелками мало, то происходит унос капель с нижележащей тарелки на вышерасположенную, что плохо. Т.е. необходимо обеспечить достаточную сепарацию паров от капель. Увеличивая расстояние между тарелками, увеличиваем высоту колонны, что отражается на капитальных затратах в сторону их увеличения. Поэтому есть рекомендации по соотношению диаметра колонны и расстояния между тарелками.

Средняя плотность паров

$$\rho_n = \rho_{n a} + \rho_{n b}, \quad (3.37)$$

где $\rho_{n a}$ и $\rho_{n b}$ - плотность паров летучего и нелетучего компонентов

$$\rho_{n a} = \frac{\mu_a T_n}{22,4 T_d}, \quad \rho_{n b} = \frac{\mu_b T_n}{22,4 T_w}, \quad (3.38)-(3.39)$$

здесь μ_a и μ_b - молярная масса летучего и нелетучего компонентов; T_H - абсолютная температура при нормальных условиях; $T_d = t_d + 273$; $T_w = t_w + 273$.

В случае отличия давления в колонне от нормального ($p_H = 760 \text{ мм рт.ст}$), объемный расход паров находится из уравнений объединенного закона газового состояния

$$\frac{p V_n}{T} = \frac{p_H V_H}{T_H}, \text{ откуда } V_n = \frac{p_H V_H T}{p T_H}, \quad (3.40)$$

где p, V_n, T - давление, объемный расход и температура пара при заданных условиях; p_H, V_H, T_H - то же при нормальных условиях.

$V_H = 22,4 M$, здесь M - молярный расход паров по колонне

$$M = \frac{G_d (R+1)}{\mu_{см}}, \quad (3.41)$$

где $\mu_{см}$ - молярная масса смеси при средней концентрации по колонне

$$\mu_{см} = \mu_a \frac{a_{cp}}{100} + \mu_b \frac{100 - a_{cp}}{100}, \quad (3.42)$$

Средняя температура и массовое содержание летучего компонента верхней, нижней частей колонны и в целом по колонне

$$t_{cp в} = \frac{t_d + t_f}{2}; \quad t_{cp н} = \frac{t_f + t_w}{2}; \quad t_{cp} = \frac{t_{cp в} + t_{cp н}}{2};$$

$$a_{cp в} = \frac{a_d + a_f}{2}; \quad a_{cp н} = \frac{a_f + a_w}{2}; \quad a_{cp} = \frac{a_{cp в} + a_{cp н}}{2}.$$

Предельная скорость паров в колонне определяется по графику (рисунок 3-10 [2]).

$$\text{Рабочая скорость паров } \omega_p = (0,8 \dots 0,9) \omega_{np} \quad (3.43)$$

Определение высоты колонны

Общая высота колонны

$$H = H_m + H_{сен} + H_{куб}, \quad (3.44)$$

где H_m , $H_{сеп}$ и $H_{куб}$ - высота тарельчатой части колонны, сепарационного пространства над верхней тарелкой и куба-испарителя, соответственно.

$$H_m = h (n_{\partial} - 1), \quad (3.45)$$

здесь h - расстояние между тарелками; n_{∂} - действительное число тарелок.

Высота сепарационного пространства над верхней тарелкой принимается

$$H_{сеп} = (0,5..1,0) D \quad (3.46)$$

Высота куба испарителя также принимается (в зависимости от вида раствора и диаметра колонны)

$$H_{куб} = (1..2) D \quad (3.47)$$

Тема 4. СУШИЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ

Сушкой называется термический процесс удаления влаги из материала. Подвод теплоты к материалу может осуществляться конвекцией, излучением, теплопроводностью или любой комбинацией этих процессов.

Различают три **формы связи влаги с материалом**: химическую, физико-химическую, физико-механическую. В процессе сушки химическая влага не удаляется из материала.

Процесс сушки состоит из перемещения влаги внутри материала, парообразования и перемещения пара из зоны фазового превращения влаги в окружающую среду. При соприкосновении влажного материала с нагретым воздухом влага на поверхности начинает испаряться, диффундируя в окружающую среду. Испарение влаги с поверхности создает перепад влагосодержания между внутренними и наружными слоями, что вызывает перемещение влаги к поверхности материала под действием градиента влагосодержания. Таким образом, в процессе сушки наблюдается непрерывный подвод влаги из внутренних слоев к поверхности, вследствие чего уменьшается среднее влагосодержание материала.

Если G – масса материала, G_c – масса сухой части, а W – масса влаги в материале, то $G = G_c + W$. Влажность материала $w = \frac{W}{G} 100, \%$.

Предположим, имеем сушильную камеру, в которой высушивается влажный материал. Обозначим: G_1 и G_2 - расход влажного материала на входе в сушилку и высушенного на выходе из нее, w_1 и w_2 - влажность материала на входе в сушилку и выходе из нее.

Материальный баланс сушильной камеры (по материалу)

$$G_1 = G_2 + W, \quad (4.1)$$

откуда
$$W = G_1 - G_2, \quad (4.2)$$

или по количеству влаги в материале

$$W = W_1 - W_2 \quad (4.3)$$

$$W = \frac{G_1 w_1}{100} - \frac{G_2 w_2}{100} \quad (4.4)$$

Для осуществления процесса сушки необходимо, чтобы парциальное давление водяных паров в воздухе у поверхности материала $p_{нов}$ было больше этой величины в окружающей среде $p_{o.c}$. Процесс сушки прекращается, если парциальное давление водяных паров у поверхности и в окружающей среде выравниваются. А если $p_{o.c} > p_{нов}$, то происходит увлажнение материала.

В процессе сушки влажность материала уменьшается. Если процесс сушки прекращается потому, что $p_{нов} = p_{o.c}$, то влажность материала в конце сушки называется **равновесной** w_p . Равновесная влажность материала зависит от влагосодержания окружающей среды, чем последняя выше, тем равновесная влажность больше.

Максимальное влагосодержание окружающей среды характеризуется относительной влажностью ее $\varphi = 100\%$. Равновесная влажность материала при $\varphi = 100\%$ называется **гигроскопической** влажностью. Влажность материала выше гигроскопической называется внешней влажностью или **внешней влагой**. При сушке материалов с влажностью выше гигроскопической сначала удаляется внешняя влага. В этом процессе парциальное давление водяных паров над поверхностью материала будет таким же, как над поверхностью жидкости.

4.1 Построение кривых сушки

Изменения средней влажности и средней температуры материала в процессе сушки составляют кинетику этого процесса. На рисунке 4.1 приведена примерная кривая изменения средней влажности материала во времени τ при конвективной сушке $w = f(\tau)$. Подобные зависимости называются **кривыми сушки**. Поместив влажный материал в сушилку, и наблюдая за поведением его влажности, отметим следующие этапы: АВ – процесс нагрева материала (влаж-

ность меняется незначительно), BD - процесс сушки, который можно разделить на два периода BC и CD.

Период прогрева характеризуется увеличением температуры материала от $t_{\text{нач}}$ до $t_{\text{м}}$ - температуры мокрого термометра, некоторым уменьшением влажности материала и увеличением скорости сушки от нуля до максимального значения.

Первоначально влага испаряется с поверхности материала так же, как, например, с поверхности жидкости, и процесс идет с постоянной интенсивностью до того момента, пока на поверхности материала не начнет исчезать пленка влаги.

Под скоростью сушки понимается изменение влажности материала в единицу времени $\frac{dw}{d\tau}$. На кривой сушки (рисунок 4.1) прямая BC – первый период (пе-

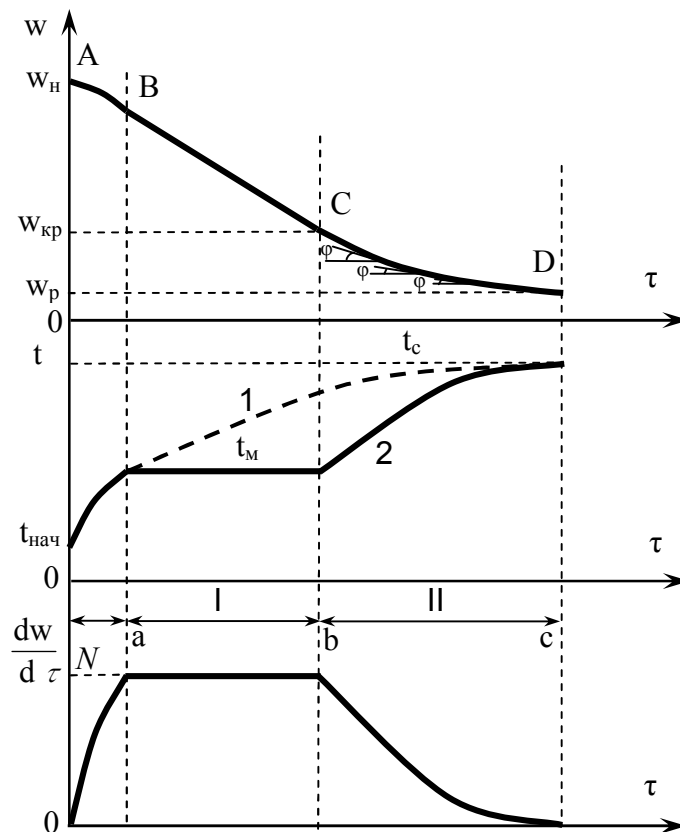


Рисунок 4.1 – Типичные кривые сушки, скорости сушки и изменения температуры материала в процессе сушки

AB – период прогрева; BC – период постоянной скорости; CD – период падающей скорости; 1 – жесткий режим; 2 – мягкий режим сушки

риод постоянной скорости) сушки. В точке С наблюдается так называемая критическая влажность. Температура материала в этом периоде не изменяется и равна температуре мокрого термометра, помещенного в сушильную камеру, а парциальное давление пара у поверхности испарения равно давлению насыщения при температуре мокрого термометра. При жестких режимах сушки, когда интенсивность испарения достаточно велика, средняя температура материала в периоде постоянной скорости сушки непрерывно растет. Это происходит потому, что подвод влаги из внутренних слоев к поверхности материала меньше, чем возможность отвода в окружающую среду, вследствие чего происходит углубление зоны, в которой осуществляется испарение жидкости. Верхние слои материала обезвоживаются, и их температура непрерывно повышается, что приводит к росту средней температуры сушеного материала (на рисунке 4.1 пунктирная линия).

Далее процесс сушки происходит за счет притока влаги из внутренних слоев к поверхности, который постепенно сокращается и интенсивность сушки снижается. В точке D материал принимает равновесную влажность w_p и процесс сушки прекращается. CD – кривая (рисунок 4.1), соответствующая второму периоду сушки, периоду падающей скорости сушки.

Для построения кривой скорости сушки используют кривую сушки, проводя к ней касательные в выбранных точках (рисунок 4.1). Т.к. в первом периоде кривая сушки – прямая линия BC, то скорость сушки $\frac{dw}{dt} = \operatorname{tg} \varphi = \operatorname{const}$. Во втором периоде (линия CD) угол φ уменьшается, значит $\operatorname{tg} \varphi$ и скорость сушки $\frac{dw}{dt}$ также уменьшаются, а в точке D становятся равными нулю.

Период постоянной скорости сушки продолжается до некоторой влажности $w_{кр}$, называемой критической. Начиная с этого момента времени (участок bc) температура материала непрерывно повышается, стремясь к температуре окружающего материал сушильного агента t_c , а скорость сушки непрерывно убывает от максимального своего значения N (рисунок 4.1) до нуля. Этот период на-

зывается периодом падающей скорости сушки. Скорость сушки равна нулю после достижения материалом равновесной влажности w_p .

4.2 Схема сушильной установки

В промышленности наибольшее распространение получили конвективные сушилки, в которых подвод теплоты к высушиваемому материалу осуществляется горячим газообразным сушильным агентом. В качестве сушильного агента может быть:

- атмосферный воздух, предварительно подогретый;
- дымовые газы (продукты сгорания топлива), разбавленные воздухом до необходимой температуры.

Рассмотрим сушильную установку на воздухе, которая состоит из подогревателя воздуха (калорифера) и сушильной камеры (рисунок 4.2). Если подогреватель находится вне сушильной камеры, он называется выносным, а если внутри, то встроенным.

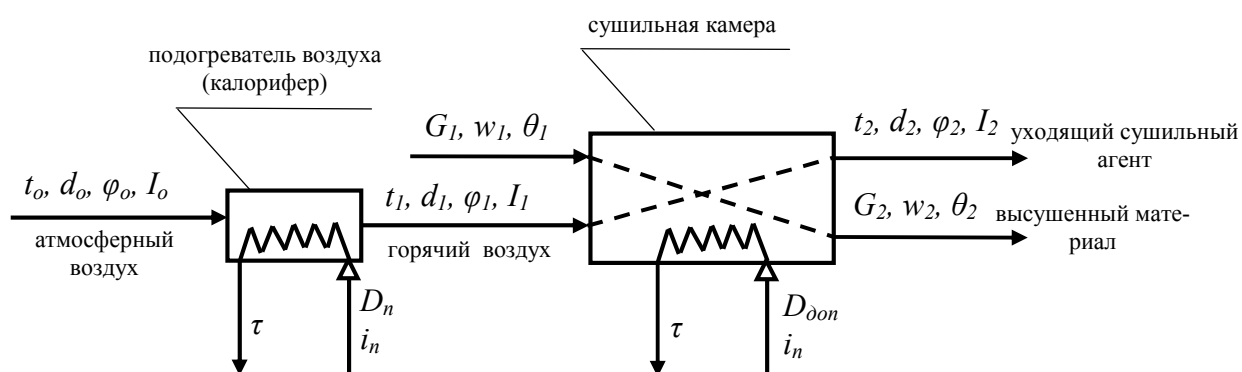


Рисунок 4.2 – Принципиальная схема конвективной воздушной сушильной установки

Введем следующие обозначения: параметры атмосферного воздуха, поступающего в подогреватель с индексом «0», сушильного агента перед сушильной камерой с индексом «1», после сушильной камеры – «2»; температура воздуха $t, ^\circ\text{C}$, влагосодержание $d, \text{г (или кг) / кг}$, относительная влажность $\varphi, \%$ и его энтальпия на 1 кг сухой части влажного воздуха $I, \text{кДж / кг}$.

Параметры, характеризующие материал перед сушильной камерой с индексом «1», после нее с индексом «2». Расход материала G , его влажность w и температура θ .

Для подогрева воздуха может использоваться водяной пар, расход которого D , энтальпия i_n и энтальпия конденсата пара τ .

Рассмотрим процессы, происходящие с воздухом и материалом в сушильной камере.

Влажный воздух состоит из сухого воздуха и водяных паров. Количество сухого воздуха при прохождении его через подогреватель и сушильную камеру остается постоянным. Обозначим это количество L . В атмосферном воздухе содержатся водяные пары, их содержание характеризуется влагосодержанием d_o . В процессе подогрева воздуха в калорифере количество водяных паров в воздухе не изменяется, т.е. $d_o = d_1$ или $L \frac{d_o}{1000} = L \frac{d_1}{1000}$.

Кроме воздуха в сушильную камеру подается влажный материал. Он состоит из сухой массы $G_{\text{сух}}$ и влаги W_1 . Количество сухой массы при прохождении материала через сушильную камеру остается постоянным, а количество влаги в материале уменьшается от W_1 до W_2 . Испаренная влага в виде водяных паров переходит в сушильный агент (в воздух), повышая его влагосодержание до d_2 .

4.3 Полный материальный баланс сушильной камеры

На основании вышеизложенного в пункте 4.2 в сушильную камеру входят: воздух L , влага воздуха $L \frac{d_1}{1000}$, сухая часть материала $G_{\text{сух}}$ и влага материала W_1 ; из сушильной камеры выходят: воздух L , влага воздуха $L \frac{d_2}{1000}$, сухая часть материала $G_{\text{сух}}$ и влага материала W_2 .

Тогда уравнение полного материального баланса сушильной камеры

$$L + L \frac{d_1}{1000} + G_{\text{сyx}} + W_1 = L + L \frac{d_2}{1000} + G_{\text{сyx}} + W_2 \quad (4.5)$$

после сокращения и группировки членов уравнения (4.5) получаем

$$W_1 - W_2 = L \frac{d_2 - d_1}{1000} \quad \text{или} \quad W = L \frac{d_2 - d_1}{1000}, \quad (4.6)-(4.7)$$

т.е. количество влаги, испаренное из материала, равно количеству влаги перешедшее в сушильный агент (воздух).

Откуда расход сушильного агента

$$L = W \frac{1000}{d_2 - d_1} \quad (4.8)$$

Удельный (на 1 кг испаренной из материала влаги) расход сушильного агента

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1000}{d_2 - d_1} \quad (4.9)$$

Если используется размерность влагосодержания кг/кг, то формула будет иметь вид:

$$l = \frac{1}{d_2 - d_1} \quad (4.10)$$

4.4 Тепловой баланс сушилки

Тепловой баланс составляется на 1 кг испаренной из материала влаги.

Приходные статьи баланса, кДж/кг

- в выносном подогревателе q_n ;

- в дополнительном (встроенном) подогревателе q_d .

Расходные статьи баланса, кДж/кг

- полезная теплота, идущая на испарение 1 кг влаги из материала q_1 ;

- потери теплоты с уходящим из установки сушильным агентом q_2 ;

- потери теплоты с высушенным материалом q_m ;
- потери теплоты с транспортным устройством (если оно имеется, выходит за пределы сушильной камеры и остывает) $q_{тр}$;
- потери теплоты в окружающую среду через ограждения q_5 .

Определение составляющих теплового баланса

$$q_1 = h_n - c_v \theta_1, \quad (4.11)$$

где h_n - удельная энтальпия паров, образовавшихся при испарении влаги из материала, на выходе из сушилки, $h_n = 2493 + 1,97 t_2$; $c_v \theta_1$ - удельная энтальпия влаги на входе в сушилку; здесь c_v - теплоемкость воды (4,19 кДж/(кг·К)).

$$q_2 = \frac{L}{W} c_{вл.в} (t_2 - t_0) = l c_{вл.в} (t_2 - t_0), \quad (4.12)$$

где $c_{вл.в}$ - удельная изобарная теплоемкость влажного воздуха (атмосферного)

$$c_{вл.в} = 1,0056 + 1,97 \frac{d_1}{1000} \quad (4.13)$$

Потеря теплоты с высушенным материалом q_m обусловлена тем, что материал на выходе из сушилки имеет температуру выше, чем на входе, т.е. $\theta_2 > \theta_1$

$$q_m = \frac{G_2}{W} c_m (\theta_2 - \theta_1), \quad (4.14)$$

где c_m - теплоемкость высушенного материала

$$c_m = \frac{c_{сух} (100 - w_2) + 4,19 w_2}{100}, \quad (4.15)$$

здесь $c_{\text{сух}}$ - теплоемкость абсолютно сухого материала; w_2 - влажность материала на выходе из сушилки.

Потеря теплоты с транспортным устройством q_{mp} учитывается, если есть транспортное устройство, выходящее наружу и остывающее.

$$q_{mp} = \frac{G_{mp}}{W} c_{mp} (\theta_{2mp} - \theta_{1mp}), \quad (4.16)$$

где G_{mp} - масса транспортного устройства, выходящего из сушилки в единицу времени; c_{mp} - теплоемкость материала транспортного устройства; θ_{1mp} и θ_{2mp} - температура транспортного устройства на входе в сушилку и выходе из нее, соответственно, можно принять $\theta_{1mp} \approx \theta_1$ и $\theta_{2mp} \approx \theta_2$.

Потеря теплоты в окружающую среду q_5 обусловлена тем, что внутри сушильной камеры температура выше, чем снаружи

$$q_5 = \frac{Q_5}{W} = \frac{k F \Delta t_{cp}}{W}, \quad (4.17)$$

где k - коэффициент теплопередачи от сушильного агента в окружающую среду; F - площадь поверхности ограждений сушильной камеры; Δt_{cp} - средняя разность температур сушильного агента внутри камеры и окружающей среды.

Тогда уравнение теплового баланса сушильной установки

$$q_n + q_d = q_1 + q_2 + q_m + q_{mp} + q_5 \quad (4.18)$$

Чаще в сушильных установках $q_d = 0$, поэтому уравнение теплового баланса имеет вид

$$q_n = q_1 + q_2 + q_m + q_{mp} + q_5 \quad (4.19)$$

В ряде сушильных установок $q_{mp} = 0$.

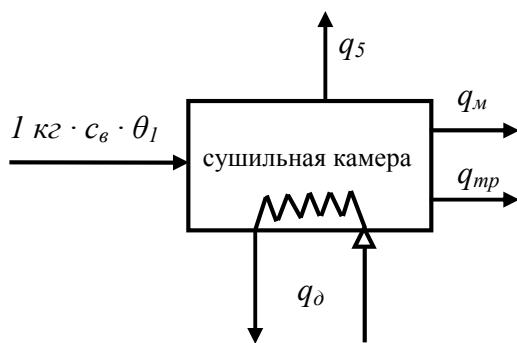
КПД сушилки – отношение полезно использованной теплоты на испарение 1 кг влаги из материала к общему количеству подведенной энергии

$$\eta_c = \frac{q_1}{q_n + q_d} \quad (4.20)$$

или

$$\eta_c = \frac{q_1}{q_1 + q_2 + q_m + q_{mp} + q_5} \quad (4.21)$$

4.5 Внутренний тепловой баланс сушильной камеры



Внутренний тепловой баланс сушильной камеры без учета роли воздуха как теплоносителя:

$$c_v \theta_1 + q_d = q_m + q_{mp} + q_5 .$$

Перепишем это уравнение в виде:

$$c_v \theta_1 + q_d - (q_m + q_{mp} + q_5) = \Delta \quad (4.22)$$

При работе действительной сушилки могут иметь место следующие три случая:

$\Delta = 0$ - потери тепла компенсируются количеством дополнительно введенной теплоты. Процесс сушки идет при постоянной энтальпии сушильного агента $I = const$, как и в теоретической сушилке, где отсутствуют потери;

$\Delta > 0$ - количество подводимой теплоты больше величины потерь, часть подводимой теплоты пойдет на увеличение энтальпии сушильного агента, т.е. $I_2 > I_1$;

$\Delta < 0$ - потери теплоты в сушильной камере больше подвода энергии. Процесс сушки идет с уменьшением энтальпии сушильного агента, т.е. $I_2 < I_1$.

4.6 Изображение процесса сушки в I, d – диаграмме сушильного агента

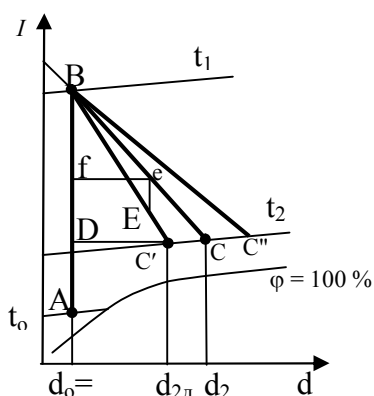


Рисунок 4.3 – Схема построения процессов сушки на I, d – диаграмме сушильного агента

Построение действительного процесса на I, d – диаграмме сушильного агента (рисунок 4.3) начинается с построения теоретического процесса. Для этого по известным параметрам атмосферного воздуха t_0 и d_0 (или φ_0) определяется положение точки А и проводится вертикаль до пересечения с изотермой t_1 , соответствующей принятой температуре воздуха на входе в сушильную камеру (после калорифера) в точке В. АВ – процесс подогрева воздуха в калорифере при $d_0 = d_1$. Далее проводится прямая по линии $I = const$ из точки В до пересечения с изотермой t_2 , соответствующей принятой температуре агента на выходе из сушильной камеры, в точке С. ВС – процесс изменения состояния сушильного агента в теоретической сушилке.

Для построения действительного процесса сушки находится величина

$$\Delta = c_e \theta_1 + q_D - (q_M + q_{mp} + q_5) \quad (4.23)$$

Затем на линии ВС (рисунок 4.3) выбирается произвольная точка е и проводится отрезок еf, длина которого измеряется.

Из уравнения $eE \cdot M_i = \frac{\Delta}{1000} ef \cdot M_d$ находим длину отрезка еЕ, где M_i и M_d – соответственно, масштаб оси энтальпии и влагосодержания I, d – диаграммы.

Если $\Delta < 0$, то отрезок еЕ откладывается вниз и через точки В и Е проводится прямая до пересечения с изотермой t_2 (рисунок 4.3). Линия ВС' – действительный процесс сушки.

Если $\Delta > 0$, то отрезок eE откладывается вверх. В этом случае линия BC'' - действительный процесс сушки. (рисунок 4.3).

4.7 Определение расхода теплоты в процессе сушки с помощью I, d - диаграммы сушильного агента

Если теплота подводится только в выносном подогревателе, то энтальпия 1 кг воздуха меняется в нем от I_A до I_B .

$$I_B - I_A = I_1 - I_0, \text{ кДж / кг сух. воздуха} \quad (4.24)$$

Для испарения 1 кг влаги из материала необходимо l кг сухого воздуха. Таким образом, количество теплоты, которое необходимо затратить в выносном подогревателе для испарения 1 кг влаги из материала

$$q = l (I_1 - I_0), \text{ кДж / кг сух. воздуха} \quad (4.25)$$

где $l = \frac{1000}{d_2 - d_1}$.

4.8 Конструкции сушилок

В промышленности и сельском хозяйстве применяется большое количество различных типов и конструкций сушилок, которые по способу подвода теплоты к высушиваемому материалу можно классифицировать:

1. Конвективные сушилки (камерные, туннельные, с кипящим слоем, пневмотранспортные, аэрофонтанные, барабанные, распылительные).
2. Контактные сушилки (вальцовые, цилиндрические, трубчатые).
3. Терморadiационные сушилки (с электрическим обогревом, с газовым обогревом).
4. Сублимационные сушилки (сушка материалов в замороженном состоянии).
5. Сушка токами высокой частоты.

Рассмотрим схемы и принцип действия некоторых сушильных установок.

1. Конвективные сушилки

Камерные сушилки

Основным элементом камерной конвективной сушилки является прямоугольная камера, внутри которой помещается сушимый материал, остающийся неподвижным в течение всего процесса сушки. Загрузка и выгрузка материала производится с одной стороны сушилки. Камерные сушилки являются сушилками периодического действия и применяются для небольшого количества высушиваемого материала. В них производят сушку древесины, керамических и силикатных изделий, различных сыпучих и волокнистых материалов.

На рисунке 4.4 представлена схема камерной сушилки с внутренними осевыми реверсивными вентиляторами.

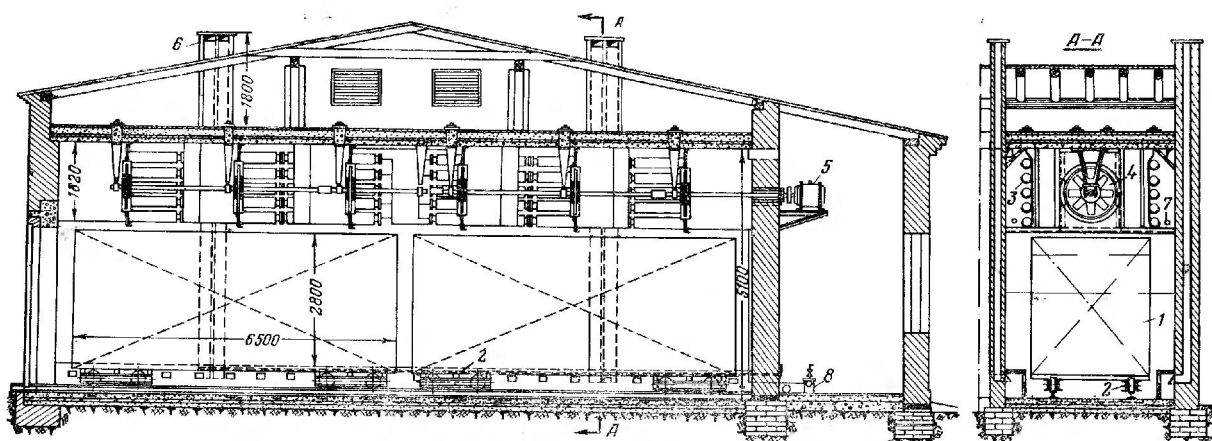


Рисунок 4.4 – Камерная сушилка с внутренними осевыми реверсивными вентиляторами
 1 – штабель сушимого материала; 2 – тележки; 3 – ребристые подогревательные трубы;
 4 – реверсивный осевой вентилятор; 5 – электродвигатель; 6 – приточно-вытяжной канал;
 7 – увлажнительные трубы; 8 – конденсатоотводчик

Туннельные (коридорные) сушилки

Туннельные сушилки представляют собой удлиненную камеру, внутри которой материал перемещается на вагонетках, ленточных или цепных конвейерах. Загрузка и выгрузка высушиваемого материала происходит в разных концах туннеля. Применяются для массовой сушки материалов (керамических изделий, древесины, различных сыпучих и волокнистых материалов). Габариты

сушилок большие: длина может достигать нескольких десятков метров. Принципиальная схема туннельной сушилки для сушки кирпича представлена на рисунке 4.5, а на рисунке 4.6 ленточная сушилка для сыпучих и волокнистых материалов.

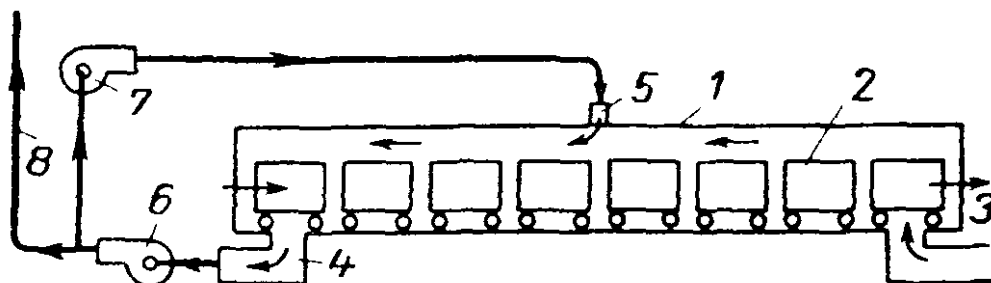


Рисунок 4.5 – Принципиальная схема противоточной туннельной сушилки с рециркуляцией газов

1 – туннель; 2 – вагонетка; 3 и 4 – вход и выход сушильного агента; 5 – подача рециркулирующих газов; 6 – вентилятор вытяжной; 7 – вентилятор для рециркуляции газов; 8 – вытяжная труба

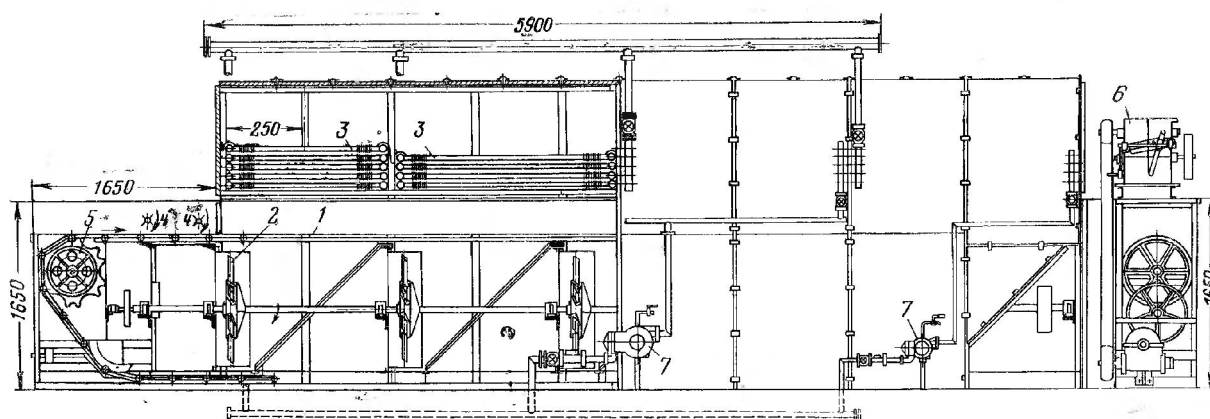


Рисунок 4.6 – Ленточная сушилка

1 – конвейерная лента; 2 – осевой вентилятор; 3 – ребристые паровые подогреватели воздуха; 4 – ворошители; 5 – натяжная звездочка; 6 – редуктор и коробка скоростей; 7 – конденсатоотводчик

Сушилки со взвешенным слоем материала

Конвективные сушилки с псевдооживленным (кипящим) слоем материала получили широкое распространение благодаря следующим особенностям: этим методом можно высушивать зернистые, сыпучие материалы; процесс сушки протекает очень интенсивно в силу значительного увеличения поверхности

контакта между частицами материала и сушильным агентом. Объемный коэффициент теплообмена, отнесенный к слою материала, равен примерно $5 \dots 10 \text{ кВт}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$, в то время как для барабанных сушилок он составляет не более $0,5 \text{ кВт}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$. Достоинством этого способа сушки является также практически одинаковая по всему объему материала и легко регулируемая температура слоя.

Однако эти сушилки имеют и недостатки: повышенный расход электроэнергии на привод тягодутьевых устройств из-за высокого аэродинамического сопротивления, значительное истирание частиц материала и, как следствие, образование большого количества пыли.

Сушилки с псевдооживленным слоем применяют в различных отраслях промышленности: химической, машиностроении, медицинских препаратов, а также в сельском хозяйстве. Наиболее распространены однокамерные сушилки непрерывного действия (рисунок 4.7).

Высушиваемый материал поступает из шнекового питателя 3 в слой мате-

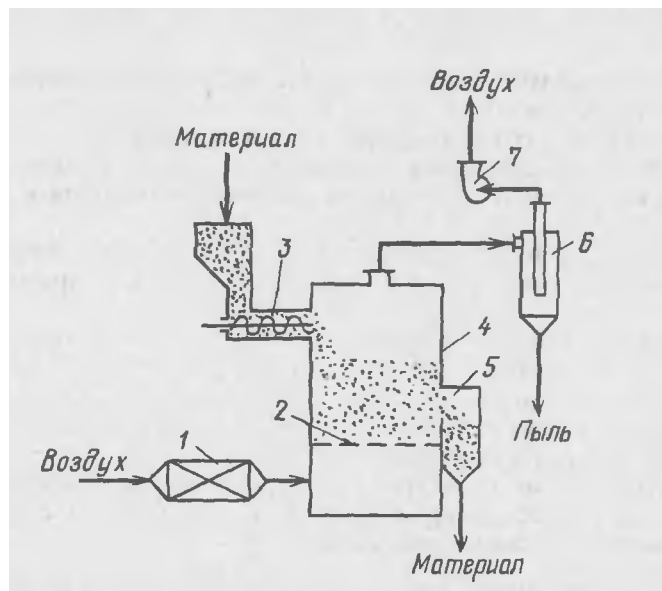


Рисунок 4.7 – Сушилка с одноступенчатым аппаратом кипящего слоя

1 – калорифер; 2 – газораспределительная решетка; 3 – шнековый питатель; 4 – корпус сушилки; 5 – разгрузочное устройство; 6 – циклон; 7 – вентилятор

риала, «кипящего» на газораспределительной решетке 2 в камере сушилки 4. Сушильный агент – воздух, подогреваемый в калорифере 1 (или смесь воздуха с продуктами сгорания топлива), проходит с заданной скоростью через отверстия газораспределительной решетки 2 и поддерживает на ней материал во взвешенном состоянии. Высушенный материал удаляется через разгрузочное устройство 5. Отходящие газы очищаются от уносимой ими пыли в циклоне 6.

Пневмотранспортные сушилки

Конвективные сушилки с пневмотранспортом материала используют для сушки дисперсных материалов. В них материал сушат в процессе их транспортирования газообразным сушильным агентом (теплоносителем). Сушилка представляет собой вертикально расположенную трубу, по которой газозвесь поднимается вверх. Время пребывания материала в зоне сушки составляет не-

сколько секунд. Скорость газа в трубе-сушилке выбирают в несколько раз выше скорости витания частиц наиболее крупных фракций высушиваемого материала. Длина трубы в зоне сушки достигает 20 м, а скорость потока нагретого воздуха (или смеси топочных газов с воздухом) составляет 10...30 м/с.

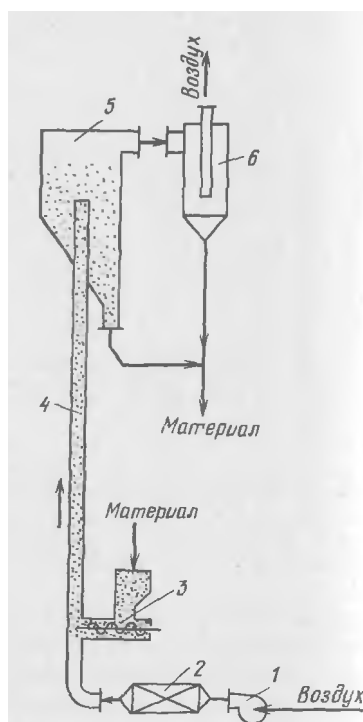


Рисунок 4.8 – Схема пневмотранспортной сушилки

1 – вентилятор; 2 – калорифер; 3 - шнековый питатель; 4 – труба-сушилка; 5 - сепарирующая камера; 6 - циклон

Материал шнековым питателем 3 подают в трубу-сушилку 4 (рисунок 4.8), где он увлекается потоком воздуха, который нагнетается вентилятором 1 и нагревается в калорифере 2. Воздух выносит высушенный материал в гравитационную (сепарирующую) ка-

меру 5 (для предварительного отделения материала от отходящего сушильного агента) и затем попадает в циклон 6, где очищается от уносимых частиц материала и выбрасывается в атмосферу.

Расход электроэнергии в пневматических сушилках значителен, причем он снижается с уменьшением размера частиц высушиваемого материала, поэтому область применения этих сушилок ограничена.

Аэрофонтанные сушилки

Конвективные аэрофонтанные сушилки являются разновидностью пневматических сушилок. В этих сушилках (рисунок 4.9) высушиваемый материал витает в сушильной камере 4 в потоке сушильного агента. Вследствие конической формы камеры в верхней ее части происходит резкое снижение скорости газа и более тяжелые частицы материала при этом оседают, создавая циркуляцию твердой фазы. Частицы с низкой скоростью витания (высохшие) непрерывно уносятся из камеры и отделяются от газа в циклоне 5.

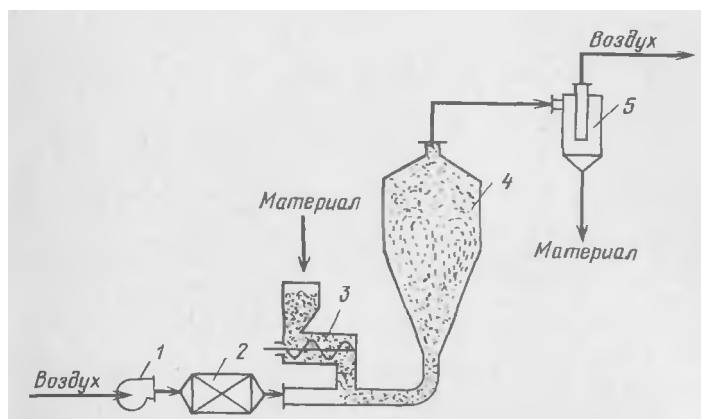


Рисунок 4.9 – Схема аэрофонтанной сушилки
1 – вентилятор; 2 – калорифер; 3 – шнековый питатель; 4 – камера (рюмка); 5 – циклон

Аэрофонтанные сушилки обладают высокой эффективностью, время контакта частичек материала с сушильным агентом мало, что позволяет для сушки нетермостойких материалов использовать в качестве сушильного агента высокотемпературную смесь топочных газов с воздухом.

Барабанные сушилки

Барабанные сушилки широко применяют для непрерывной сушки, как правило, при атмосферном давлении, кусковых, зернистых и сыпучих материалов (уголь, песок, глина, известняк, минеральные соли, фосфаты, сахар и др.).

Барабанная сушилка (рисунок 4.10) имеет цилиндрический сварной барабан 4, установленный с небольшим наклоном к горизонту ($2...7^\circ$) и опирающийся с помощью бандажей 3 на ролики 10. Барабан приводится во вращение электродвигателем 11 через зубчатую передачу с помощью венца 5. Частота вращения барабана обычно не превышает $5...8$ об/мин. Материал подается в барабан питателем 2 и поступает на внутреннюю насадку 9, расположенную вдоль почти всей длины барабана. Насадка, тип которой определяется свойствами высушиваемого материала, обеспечивает равномерное распределение и хорошее перемешивание материала по сечению барабана, а также его тесный контакт с сушильным агентом при пересыпании.

Газовая фаза и материал часто движутся прямококом, что помогает избежать перегрева материала, так как в этом случае наиболее горячие газы соприкасаются с материалом, имеющим наибольшую влажность.

Скорость движения газов внутри барабана $2...3$ м/с. Перед выбросом в атмосферу уходящий сушильный агент очищается от пыли в циклоне 7.

Устройство внутренней насадки барабана (рисунок 4.11) зависит от размера кусков и свойств высушиваемого материала. Подъемно-лопастная насадка (а) используется для сушки крупнокусковых и склонных к налипанию материалов; секторная (б) – для малосыпучих и крупнокусковых материалов с большой плотностью. Для мелкокусковых сильно сыпучих материалов широко применяются распределительные насадки (в, г). Сушка тонкоизмельченных, пылящих материалов производится в барабанных сушилках, имеющих перевалочную насадку (д) с закрытыми ячейками. Иногда используют комбинацию насадок, например, подъемно-лопастную (в передней части барабана) и распределительную.

Барабан рассматриваемых сушилок имеет диаметр $1...3,5$ м, причем барабаны диаметром до $2,8$ м могут быть различной длины (отношение длины к диаметру барабана $4...8$), а барабаны диаметром $2,8$, $3,0$ и $3,5$ м выпускаются только одной длины – соответственно 14 , 20 и 27 м.

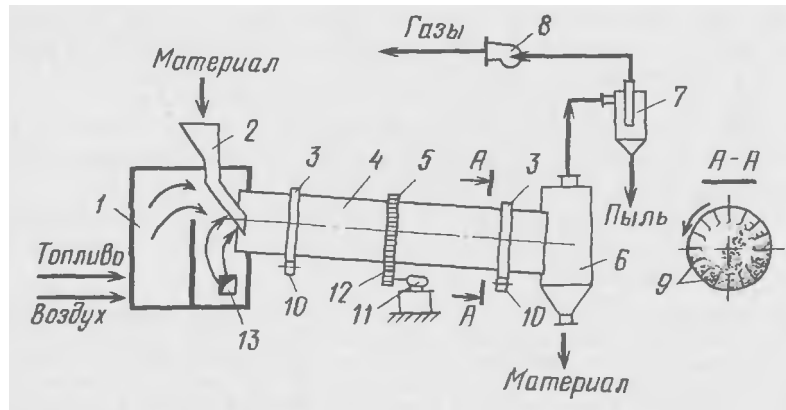


Рисунок 4.10 – Принципиальная схема барабанной сушилки
 1 – топка; 2 – питатель; 3 – бандаж; 4 – барабан; 5 – зубчатый венец; 6 – разгрузочная камера; 7 – циклон; 8 – вентилятор; 9 – подъемно-лопастная насадка; 10 – опорные ролики; 11 – электродвигатель; 12 – шестеренчатая передача; 13 – окно для подачи вторичного воздуха

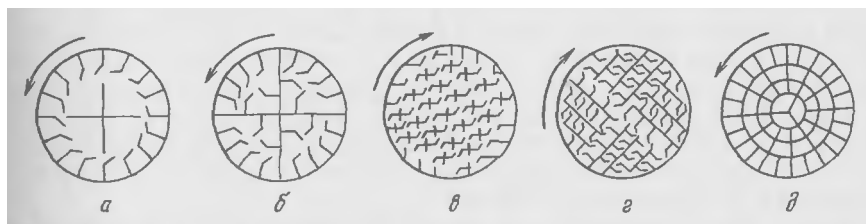


Рисунок 4.11 – Типы насадок барабанных сушилок
 а – подъемно-лопастная; б – секторная; в, г – распределительные; д - перевалочная

Распылительные сушилки

Распылительные сушилки используют для сушки жидких и пастообразных материалов, например, молока, яичного меланжа и др. В них материал диспергируют специальными устройствами и высушивают в потоке газообразного сушильного агента. Время пребывания материала в зоне сушки весьма мало, а высокая степень диспергирования и, как следствие, большая интенсивность испарения влаги обеспечивают быстрое высушивание. Поэтому в распылительных сушилках можно использовать теплоноситель (сушильный агент) с высокой температурой. Высушенный продукт получается равномерного дисперсного состава. Распыление материалов обеспечивается механическими и пневматическими форсунками, а также с помощью центробежных дисков.

В распылительной сушилке (рисунок 4.12) материал подается в камеру 3 с помощью диска 4 (или через форсунку). Сушильный агент движется параллельным током с материалом. Мелкие твердые частицы высушенного материала (размером до нескольких микрометров) осаждаются на дно камеры и отводятся шнеком 7. Отработанный сушильный агент после очистки от пыли в циклоне 5 и рукавном фильтре (или мокром скруббере) выбрасывается в атмосферу.

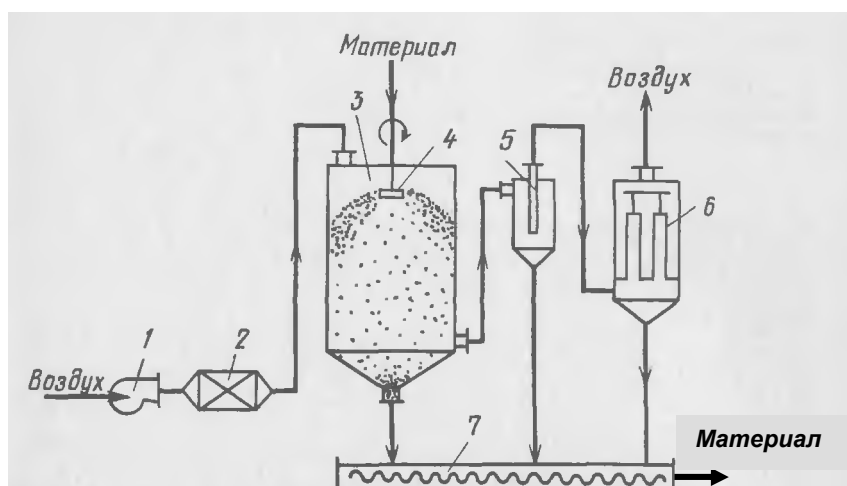


Рисунок 4.12 – Принципиальная схема распылительной сушилки
1 – вентилятор; 2 – калорифер; 3 – камера сушилки; 4 – диск; 5 – циклон; 6 – рукавный фильтр; 7 – шнек для выгрузки высушенного материала

2. Контактные сушилки

В контактных сушилках сушка осуществляется за счет теплоты, полученной материалом от соприкосновения с нагретой плоской или цилиндрической твердой поверхностью. В большинстве случаев нагрев поверхности производится водяным паром, а в некоторых случаях – горячей водой, горячим маслом или высокотемпературными теплоносителями.

Вальцовые сушилки

Они предназначены для сушки текучих веществ (растворов, коллоидов и суспензий). В качестве основного узла имеют один или два полых вращающихся вальца, обогреваемых изнутри паром или другим теплоносителем. На поверхности вальца за период менее одного оборота происходит высушивание нанесенного тонким слоем жидкого или пастообразного материала. Высушенный материал соскабливается с вальца скребком или специальными ножами.

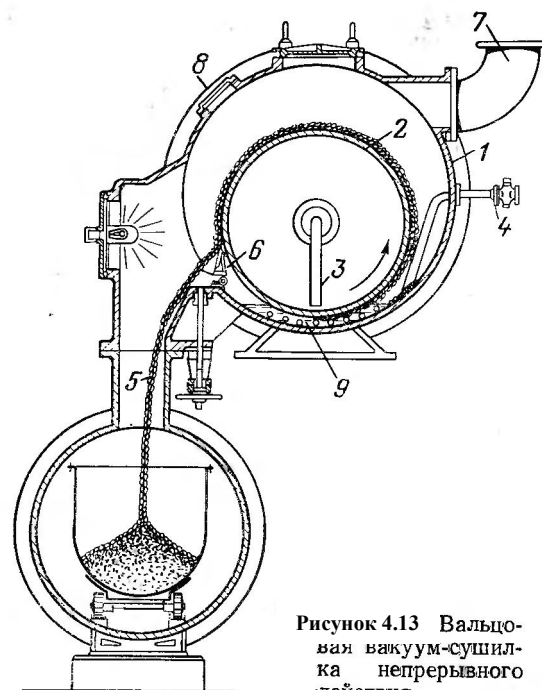


Рисунок 4.13 Вальцовая вакуум-сушилка непрерывного действия.

1 — корпус; 2 — валец; 3 — трубка для подачи греющего пара; 4 — трубка для подачи материала; 5 — высушенный материал; 6 — нож; 7 — труба для отвода паров из корпуса; 8 — смотровое стекло; 9 — змеевик.

Цилиндрические сушилки

Эти сушилки работают по принципу непрерывного действия и применяются для сушки ленточных материалов (тканей, бумаги, целлюлозы и др.). Основными элементами сушилки являются несколько вращающихся полых цилиндров, обогреваемых внутри паром, на горячей поверхности которых происходит высушивание ленточного материала.

Сушилки выполняются с вертикальным и горизонтальным расположением цилиндров. Материал огибает цилиндры, соприкасаясь с горячей поверхностью. На рисунке 4.14 показана цилиндрическая сушилка для сушки хлопчатобумажных тканей.

Трубчатые сушилки

Трубчатые сушилки (рисунок 4.15) применяются главным образом для сушки угля и представляют собой наклонный вращающийся барабан, в днищах которого завальцованы трубы внутренним диаметром 100 и 119 мм, соответ-

венно, для бурых и каменных углей. Влажный материал специальным приспособлением (питателем) подается в трубы и при вращении барабана передвигается по ним к выходу для выгрузки.

В качестве греющего теплоносителя обычно применяется пар из отбора турбины давлением не выше 0,4 МПа

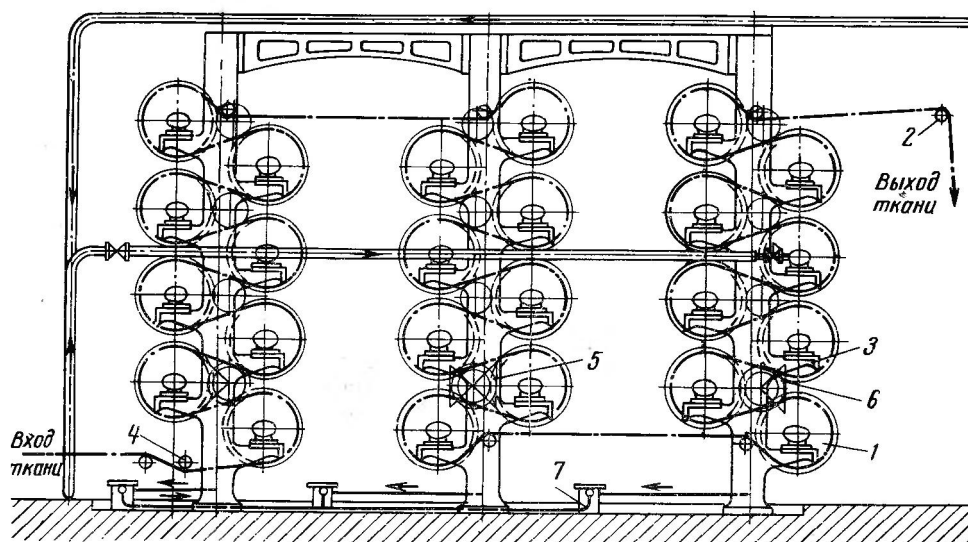


Рисунок 4.14 Цилиндрическая сушилка для хлопчатобумажных тканей.

1 — сушильный цилиндр; 2 — направляющий ролик; 3 — станина; 4 — винтовой расправитель; 5 и 6 — цилиндрические и конические зубчатые колеса; 7 — конденсатоотводчик.

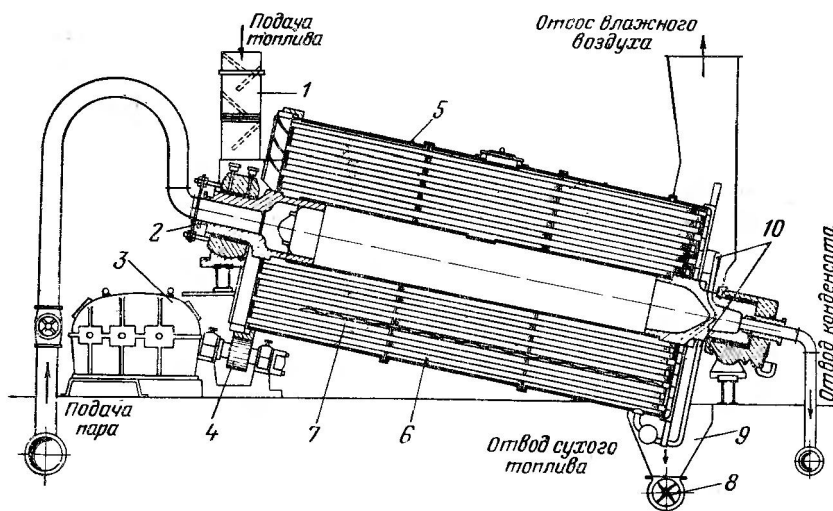


Рисунок 4.15 Трубчатая сушилка.

1 — загрузочное устройство для подачи влажного материала; 2 — передняя цапфа; 3 — редуктор; 4 — фрикционный привод; 5 — барабан трубчатой сушилки; 6 — трубки; 7 — винтовые вставки в трубках; 8 — шнек; 9 — камера для выгрузки материала; 10 — трубы от черпаков для отвода конденсата.

Тема 5. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ТЕПЛОМАССОБМЕННЫХ УСТАНОВОК

В теплообменных установках используется разнообразное вспомогательное оборудование: конденсаторы, конденсатоотводчики, резервуары, ресиверы и т.д.

5.1 Конденсатоотводчики

Для экономичной работы теплообменников поверхностного типа, в которых происходит нагрев или термическая обработка теплоносителей за счет конденсации греющего пара, необходима его полная конденсация. Совершенно недопустима работа теплообменника с так называемым пролетным паром, т.е. с неполной конденсацией греющего пара, когда из аппарата отводится смесь конденсата с паром. Не говоря о тепловых потерях, пролетный пар вызывает гидравлические удары, как следствие шум и возможное нарушение целостности конденсатопроводов. Для удаления из теплообменного аппарата конденсата без пропуска пара применяются специальные устройства, называемые конденсатоотводчиками.

Конденсатоотводчик выполняет вторую важную функцию: он является гидравлическим сопротивлением и создает подпор, поддерживая давление греющего пара в теплообменном аппарате на необходимом уровне.

Наиболее распространенные конденсатоотводчики: подпорная шайба, термостатические и поплавковые конденсатоотводчики.

Простейшим из конденсатоотводчиков является **подпорная шайба** (рисунок 5.1)

Расход пара и воды через диафрагму

$$G = 0,01252 \mu d^2 \sqrt{\Delta p \rho}, \quad (5.1)$$

где G - пропускная способность диафрагмы, соответствующая расходу пара в пароприемнике при его нормальном режиме работы, кг/ч; μ - коэффициент расхода, зависящий от профиля отверстия диафрагмы, определяемый экспериментально; обычно он имеет значение 0,65...0,85; d - внутренний диаметр шайбы для прохода пара или конденсата, мм; Δp - разность давлений до и после диафрагмы, Па; ρ - плотность пара или воды перед шайбой, кг/м³.

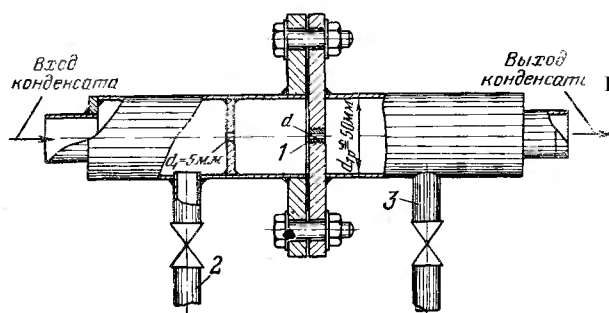


Рисунок 5.1 Устройство подпорной шайбы со вставным ниппелем.
1 — подпорная шайба со вставным ниппелем и отверстием диаметром d ; 2 — дренажная труба; 3 — патрубок для отбора проб конденсата.

Вследствие огромной разницы в плотностях пара и воды и одинаковых значениях μ , d и Δp расход пара через шайбу составляет всего 3...5 % от расхода воды, т.е. потери с пролетным паром при установке на конденсатопроводе шайбы могут составить не более 3...5 %.

Схема термостатического конденсатоотводчика, работа которого осно-

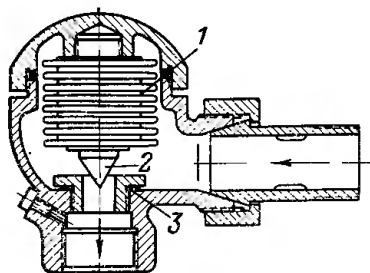


Рисунок 5.2 - Термостатический конденсатоотводчик с сиффоном.

вана на некотором переохлаждении конденсата в нем, представлена на рисунке 5.2. Герметичная сиффонная гармоника 1 заполнена легкокипящей жидкостью. Если в конденсатоотводчик попадает пролетный пар, жидкость внутри сиффона испаряется, давление в нём увеличивается, сиффон растягивается, и клапан 2 закрывает выпускное отверстие 3. Конденсатоотводчик постепенно заполняется конденсатом, который из-за потерь теплоты через стенки в окружающую среду охлаждается, сиффон сжимается, клапан поднимается, отверстие открывается. Конденсат выходит из конденсатоотводчика.

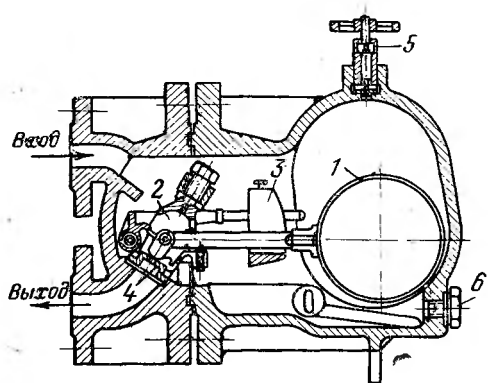


Рисунок 5.3 - Конденсатоотводчик с закрытым поплавком.

1 — поплавок; 2 — рычаг; 3 — груз; 4 — клапан; 5 — воздушник; 6 — дренажная пробка.

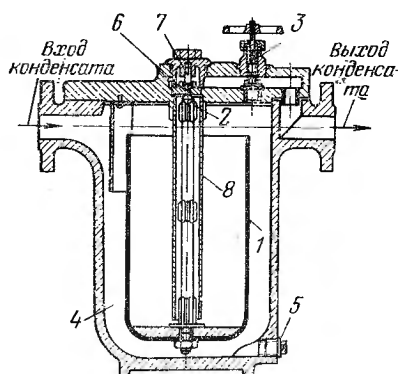


Рисунок 5.4 - Конденсатоотводчик с открытым поплавком с простым клапаном.

1 — поплавок; 2 — клапан; 3 — продувочный вентиль; 4 — сменный груз для изменения массы поплавка; 5 — дренажная пробка; 6 — шайба; 7 — обратный клапан; 8 — направляющая трубка — гидравлический затвор.

В тепломассообменных установках тивно применяются **поплавковые конденсатоотводчики** (конденсационные горшки), которые бывают двух видов: с закрытым и открытым поплавком.

В нормальных условиях (без пролетного пара) объем **конденсатоотводчика с закрытым поплавком** (рисунок 5.3) на $2/3$ заполнен конденсатом и поплавок всплывает, через рычаг открывает клапан, выпускает конденсат в конденсатопровод. Наличие определенного объема конденсата в горшке исключает возможность попадания пролетного пара в конденсатопровод.

Наибольшее распространение для теплообменников промышленных предприятий получили **конденсатоотводчики с открытым поплавком** (рисунок 5.4). Поплавок 1 представляет собой цилиндрический стакан,

внутри которого находится шпindel, заканчивающийся вверху конусом — клапан 7. При наполнении корпуса конденсатом почти пустой поплавок всплывает и закрывает клапаном выходное отверстие. Поступающий конденсат заполняет промежуток между поплавком и стенкой конденсатоотводчика и начинает переливаться в поплавок. Когда его масса с водой становится больше массы вытесненной воды, он опускается на дно корпуса, клапан открывает проходное отверстие и конденсат выходит в конденсатопровод.

Выбор конденсатоотводчиков осуществляется по двум характеристикам:

- перепаду давлений до и после конденсатоотводчика;
- пропускной способности его.

Тема 6. ТРАНСФОРМАТОРЫ ТЕПЛОТЫ

Трансформаторами теплоты называются технические системы, в которых осуществляется отвод энергии в форме тепла от объектов с относительно низкой температурой к приемникам тепла с более высокой температурой. Этот процесс не может происходить самопроизвольно. Для повышения потенциала энергии необходима затрата внешней энергии того или другого вида: электрической, механической, тепловой, кинетической энергии потока газа или пара и т.д.

Процессы повышения потенциала энергии классифицируются в зависимости от положения температурных уровней: верхнего (теплоприемника) T_B и нижнего (теплоотдатчика) T_H по отношению к температуре окружающей среды $T_{o.c.}$. Если $T_H < T_{o.c.}$ и $T_B \approx T_{o.c.}$, то перед нами холодильник, если $T_H \geq T_{o.c.}$ и $T_B > T_{o.c.}$, то тепловой насос, а если $T_H < T_{o.c.}$ и $T_B > T_{o.c.}$, то можно говорить о комбинированной холодильно - теплонасосной установке. Во всех рассмотренных выше случаях в установках осуществляются обратные термодинамические циклы.

Холодильные установки предназначены для получения «холода», т.е. для охлаждения тел до температуры ниже температуры окружающей среды. Холодильные установки бывают:

- компрессионные (парожидкостные, газожидкостные, газовые), использующие механическую (электрическую) энергию для повышения давления рабочего тела (хладагента);
- абсорбционные, использующие тепловую энергию;
- струйные, использующие кинетическую энергию струи пара или газа.

6.1 Компрессионные холодильные установки

Принципиальная схема аммиачной компрессионной холодильной установки изображена на рисунок 6.1. Из испарителя IV пары хладагента (например, пары аммиака NH_3 – легко кипящей жидкости) направляются в компрессор I,

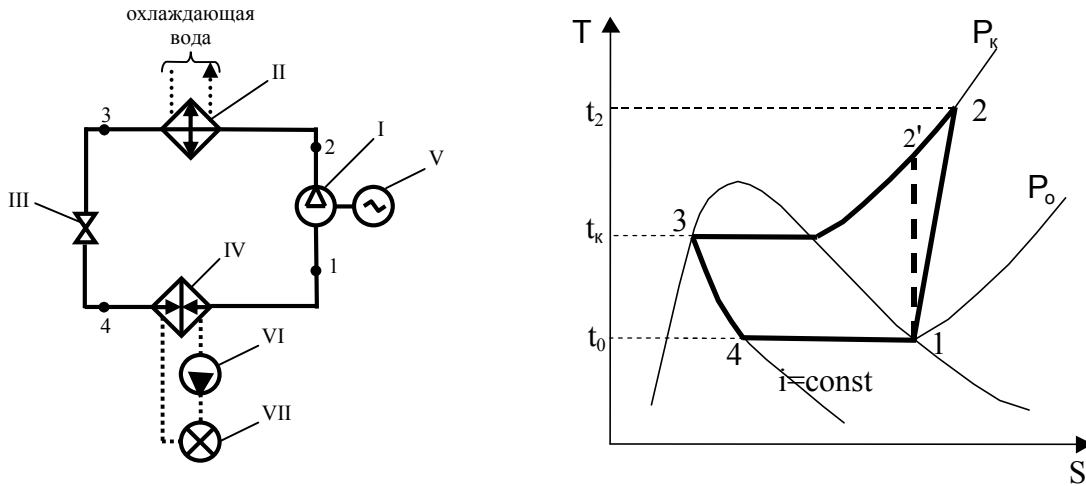


Рисунок 6.1 - Принципиальная схема и цикл в T,s – диаграмме простейшей компрессионной холодильной установки

где за счет затраты энергии (механической) от двигателя V , потребляющего электрическую энергию, они сжимаются от давления p_0 до давления p_k . В идеальном случае считаем, что процесс сжатия в компрессоре $1-2'$, реальный процесс с учетом внутренних потерь в компрессоре $1-2$. Сжатые до давления p_k пары аммиака при температуре перегрева t_2 направляются в конденсатор II , охлаждаемый водой из системы обратного водоснабжения. При этом считаем, что процесс охлаждения и конденсации паров происходит при постоянном давлении (процесс $2-3$). Жидкий хладагент с давлением в точке 3 направляется в дроссельный вентиль III , где давление падает от давления в конденсаторе до давления в испарителе. Процесс дросселирования ($3-4$) – изоэнтальпийный, т.е. $i_3 = i_4$. В точке 4 получается смесь жидкого хладагента и его паров. Эта смесь направляется в испаритель, где жидкий хладагент испаряется при постоянном давлении p_0 , а значит и температуре t_0 , отбирая теплоту из окружающей среды (процесс $4-1$). Непосредственное охлаждение хладагентом (аммиаком), особенно пищевых продуктов, медикаментов, используется редко. Чаще в испарителе охлаждается за счет испарения аммиака так называемый рассол (раствор $NaCl$ или $CaCl_2$), которые затем насосом VI направляются в рассольные батареи, находящиеся в охлаждаемом помещении VII .

Расчет холодильной установки требует определения удельных энтальпий хладагента в характерных точках цикла, для этого используются фазовые диаграммы хладагента. На рисунке 6.1 изображен цикл 1-2-3-4-1 компрессионной холодильной установки на T,s - диаграмме хладагента (ХА):

- точка 1 – сухой насыщенный пар ХА при давлении p_0 или температуре t_0 ;
- (1-2') и (1-2) – процессы теоретического (адиабатного обратимого) и действительного процессов сжатия ХА в компрессоре;
- (2-3) – процесс в конденсаторе при $p_k = \text{const}$;
- точка 3 – конденсат (насыщенная жидкость) при давлении p_k ;
- (3-4) – процесс дросселирования ($i_3 = i_4$);
- (4-1) – процесс кипения ХА в испарителе при $p_0 = \text{const}$.

В процессах (1-2) - затрачивается работа на сжатие ХА, (2-3) - отводится теплота от ХА к охлаждающей воде, (4-1) – подводится теплота к ХА из окружающей среды, например, от рассола.

Расчет цикла компрессионной холодильной установки (КХУ) ведется на 1 кг ХА.

Удельная работа, затраченная в компрессоре на сжатие 1 кг ХА, кДж/кг,

$$l = i_2 - i_1 \quad (6.1)$$

Удельная холодопроизводительность КХУ, кДж/кг,

$$q_o = i_1 - i_4 \quad (6.2)$$

Удельная тепловая нагрузка конденсатора, кДж/кг,

$$q_k = i_2 - i_3 \quad (6.3)$$

Уравнение энергетического баланса рассмотренной КХУ

$$q_o + l = q_k \quad (6.4)$$

Для оценки эффективности работы КХУ используется **холодильный коэффициент**

$$\varepsilon = \frac{q_0}{l} \quad (6.5)$$

6.2 Методы повышения эффективности компрессионной холодильной установки

Основными методами повышения эффективности КХУ являются:

переохлаждение конденсата ХА;

сухой ход компрессора;

многоступенчатое сжатие.

Рассмотрим перечисленные выше методы повышения эффективности КХУ.

Переохлаждение конденсата ХА

Суть мероприятия (рисунок 6.2) состоит в снижении температуры жидкого ХА после его конденсации в конденсаторе. Переохлаждение ХА (процесс 3-3') может осуществляться как в отдельно стоящем теплообменнике VIII, называемом переохладителе конденсата, так и в самом конденсаторе за счет увеличения его поверхности теплообмена и расхода охлаждающей воды. Если переох-

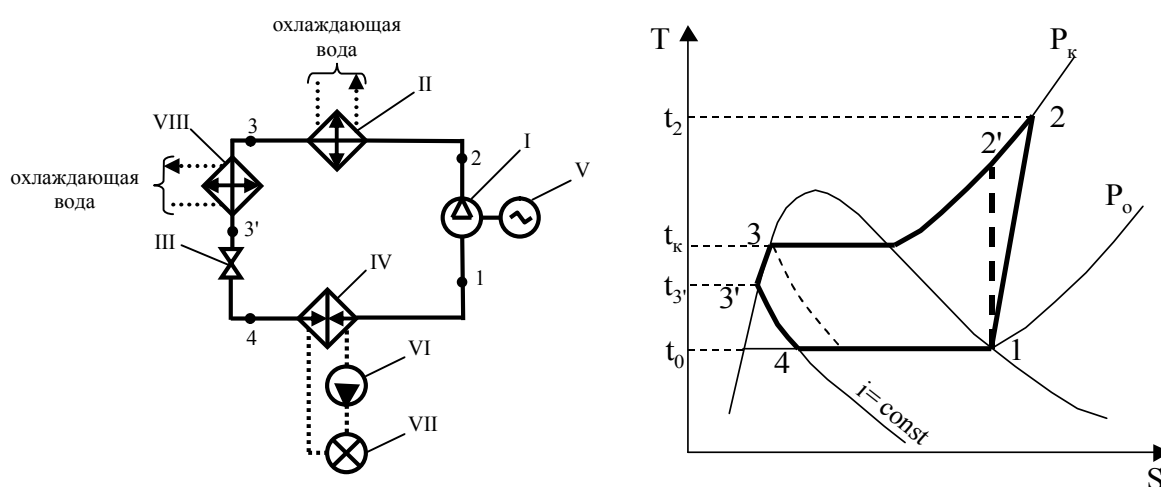


Рисунок 6.2 - Принципиальная схема и цикл в T,s –диаграмме компрессионной холодильной установки с переохлаждением жидкого хладагента

лаждение осуществляется в отдельно стоящем теплообменном аппарате, то в качестве охлаждающей среды можно использовать артезианскую воду или холодные пары ХА, выходящие из испарителя (регенерация). В любом случае требуется технико-экономическое обоснование применения этих теплоносителей.

Так как введение в цикл процесса 3-3' сдвигает положение точки 4 на диаграмме влево, т.е. уменьшается энтальпия точки 4 $i_4 = i_{3'}$ (иначе говоря, уменьшаются дроссельные потери), то переохлаждение позволяет увеличить удельную холодопроизводительность КХУ $q_o = i_1 - i_4$, а значит, приводит к увеличению основного показателя эффективности КХУ - холодильного коэффициента $\varepsilon = \frac{q_o}{l}$.

Сухой ход компрессора

Для надежной работы компрессора КХУ необходимо, чтобы в него посту-

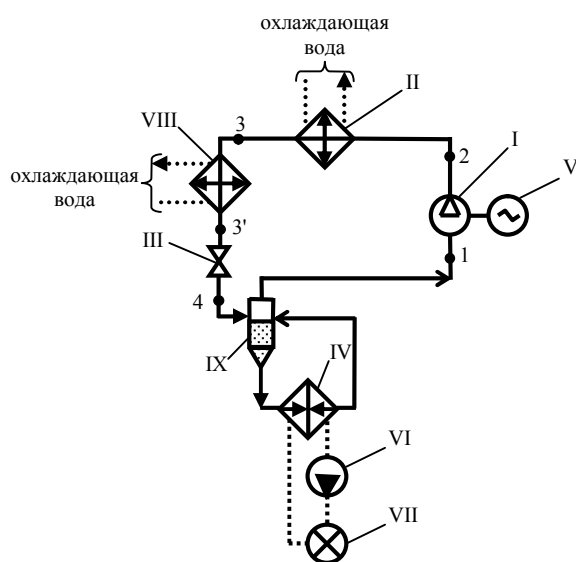


Рисунок 6.3 - Принципиальная схема компрессионной холодильной установки с промежуточным сосудом

пал сухой насыщенный (или перегретый) пар хладагента, так как при вводе в компрессор влажного насыщенного пара происходит **эрозия** цилиндра и поршня компрессора за счет ударов капель ХА, движущихся с большой скоростью, равной скорости пара, и обладающих большой кинетической энергией. Для отделения (сепарации) капель от пара в схеме устанавливается промежуточный (разделительный) сосуд IX (рисунок 6.3).

Промежуточный сосуд выполняет еще одну функцию: в нем сепарируются пары, присутствующие в потоке ХА после его дросселирования. Как видно из

диаграммы, представленной на рисунке 6.2, точка 4, характеризующая состояние ХА после дросселирования, находится в области влажного насыщенного пара с очень невысокой степенью сухости ($x \approx 0,1$). Отделение пара от жидкости для этого потока целесообразно, т.к. если пар пойдет вместе с жидкостью в испаритель, то габариты последнего сильно возрастут, а на холодопроизводительность машины это мероприятие не повлияет.

Многоступенчатое сжатие

При понижении температуры кипения ХА в испарителе t_o и повышении температуры конденсации его в конденсаторе t_k соответственно уменьшается давление p_o и возрастает давление p_k , что приведет к увеличению отношения давлений p_k / p_o . Большое значение степени повышения давления значительно снижает экономичность компрессора, а значит КХУ в целом. Кроме того с увеличением p_k / p_o увеличивается температура в конце сжатия (точка 2, рисунок 6.2), что ухудшает условия смазки компрессора и может вызвать самовозгорание масла, смазывающего подвижные части компрессора.

Поэтому при больших степенях повышения давления применяют многоступенчатые установки с промежуточным охлаждением паров ХА между ступенями сжатия. При $p_k / p_o = 7 \dots 100$ используют двухступенчатые установки, а при $p_k / p_o > 100$ - трехступенчатые.

На рисунке 6.4 представлена принципиальная схема компрессионной холодильной установки с двухступенчатым сжатием и двойным регулированием, а на рисунке 6.5 цикл данной установки на Т,s- диаграмме ХА.

Если бы КХУ была одноступенчатая и работала в том же диапазоне давлений $p_o \dots p_k$, то процесс сжатия в компрессоре был 1-3' (рисунок 6.5). В двухступенчатой КХУ сжатие паров ХА осуществляется сначала в первой ступени Ia от p_o до p_{np} , а затем во второй ступени Ib от p_{np} до p_k . Между ступе-

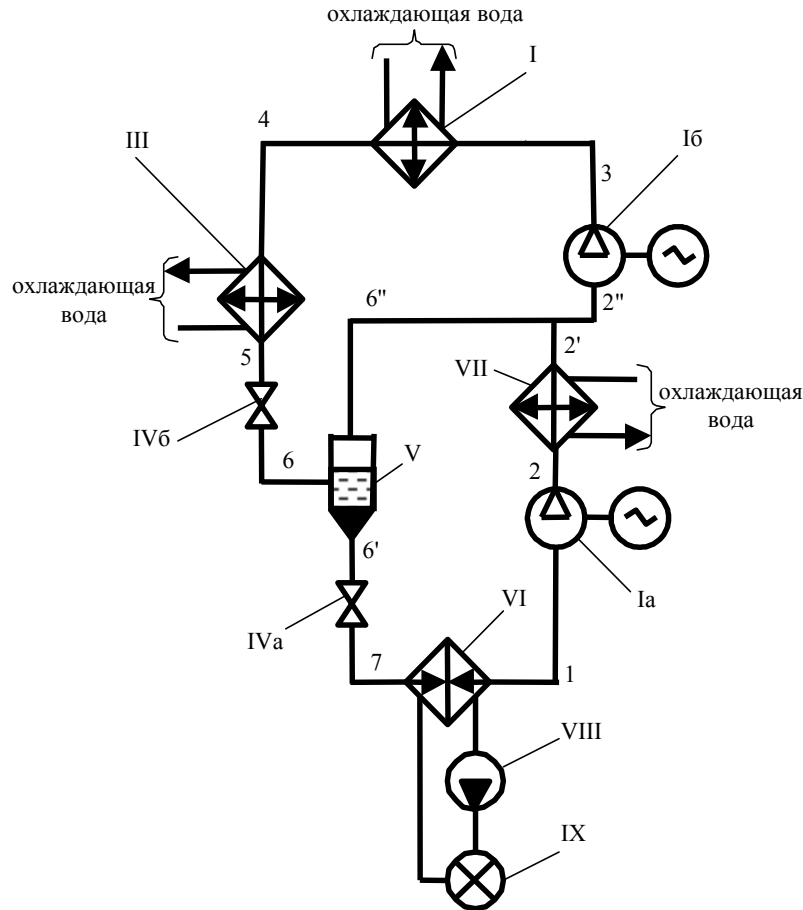


Рисунок 6.4 – Принципиальная схема компрессионной холодильной установки с двухступенчатым сжатием и двойным регулированием

Ia и Ib – компрессоры нижней и верхней ступени сжатия; II – конденсатор; III – переохладитель; IVб и IVa – дроссельные вентили верхней и нижней ступеней; V – промежуточный сосуд; VI – испаритель; VII – промежуточный холодильник; VIII – рассольный насос; IX – охлаждаемое помещение

нями сжатия пары ХА охлаждаются водой в теплообменнике (промежуточном холодильнике) (процесс 2-2'). Затем они смешиваются с парами, вышедшими из промежуточного сосуда V (состояние 6") и смесь 2" направляется на всас компрессора верхней ступени, где сжимаются (процесс 2"-3).

В результате наблюдается экономия в работе по сравнению с одноступенчатым сжатием, соответствующая площади фигуры на цикле 2-2"-3-3'.

Двухступенчатое регулирование (дросселирование), представленное на схеме (рисунок 6.4) уменьшает потребляемую установкой мощность, так как пар, образовавшийся при верхнем дросселировании, отделяется и сразу посту-

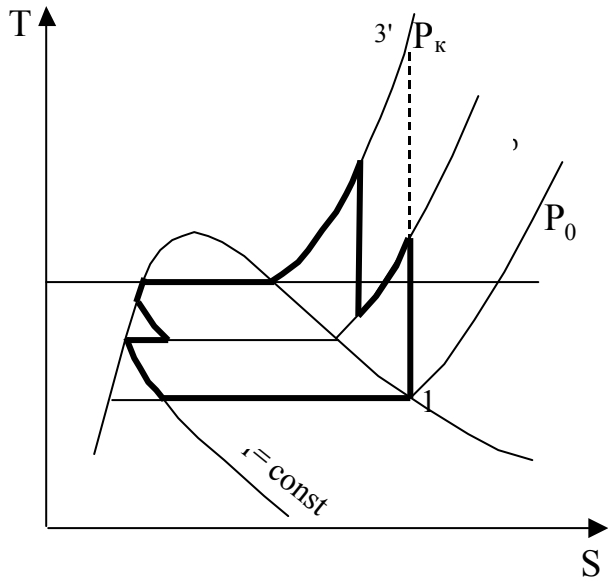


Рисунок 6.5 – Цикл компрессионной холодильной установки с двухступенчатым сжатием и двойным регулированием

чатое сжатие), что отображено на схеме установки, представленной на рисунке 6.4.

6.3 Характеристики отдельных элементов компрессионной холодильной установки

Холодильные агенты

Теоретически в качестве ХА могут использоваться любые вещества, но реально к ним предъявляются следующие требования:

- сравнительно низкое давление при температуре конденсации t_k , например, для аммиака $p_k = 0,9...1,4 \text{ МПа}$;
- давление в испарителе желательно иметь несколько больше атмосферного, чтобы не было присосов воздуха) и при этом требуемую t_o , например, для аммиака при $t_o = -15^\circ \text{C} \rightarrow p_o = 0,24 \text{ МПа}$;
- малый удельный объем пара в точке 1 (на всасе в компрессор), в результате малый объем цилиндров компрессора;

пает в компрессор верхней ступени, т.е. не проходит через компрессор нижней ступени, где нужно было бы затратить энергию на его сжатие от p_o до p_{np} .

Обычно для повышения эффективности работы компрессионной холодильной установки используются все три мероприятия в совокупности (переохлаждение конденсата ХА, сухой ход компрессора и, при необходимости, многоступенчатое сжатие), что отображено на схеме установки, представленной на рисунке 6.4.

- невысокая вязкость;
- взрывобезопасен, не токсичен, не огнеопасен;
- химически стабильный, коррозионно пассивен;
- доступность и низкая стоимость.

К сожалению, применяемые в холодильной технике хладагенты (аммиак, фреоны), не отвечают сполна всем перечисленным выше свойствам. Например, аммиак токсичен, при его содержании в воздухе $> 0,5\%$ (по объему) происходит отравление; взрывоопасен при концентрации 16...28 %.

Фреоны взрывобезопасны, но в открытом пламени разлагаются, образуя отравляющее вещество – фосген. Они обладают большой текучестью (способностью проникать через мельчайшие неплотности), что ограничивает их применение в стационарных установках большой холодопроизводительности. Кроме того, фреоны достаточно дороги.

Хладоносители

Хладоносители применяют для «транспортировки» холода от источника его получения (испарителя холодильной установки) до охлаждаемого объекта (камеры). В отличие от непосредственного охлаждения объекта хладагентом систему с хладоносителем применяют при большом числе потребителей холода с различными температурами, расположенных на значительном расстоянии.

К хладоносителям предъявляются следующие требования:

- малая вязкость (ниже гидравлические потери);
- большая теплоемкость (меньше расход хладоносителя);
- низкая коррозионная активность;
- химическая стойкость;
- низкая токсичность, негорючесть, взрывобезопасность.

Хорошо отвечает этим требованиям вода, однако она может использоваться в качестве хладоносителя только при положительных температурах (например, в системах кондиционирования воздуха).

В холодильных установках в качестве хладоносителей используют водные растворы солей NaCl или CaCl₂, которые не замерзают при умеренно отрицательных температурах. Так водный раствор NaCl не затвердевает до температуры -21°C (что соответствует концентрации 22,4 %), а раствор CaCl₂ до температуры -55°C (при концентрации 29 %).

Компрессоры холодильных машин

В компрессионных холодильных установках используются компрессоры объемного действия (поршневые, винтовые, мембранные) и кинетического действия (турбокомпрессоры, струйные). В холодильных машинах малой и средней мощности применяются компрессоры объемного действия.

Поршневые компрессоры, например, можно классифицировать по следующим признакам:

- по холодильному агенту (аммиачные, фреоновые, углекислотные);
- по числу ступеней сжатия (одно-, двух-, трехступенчатые);
- по расположению осей цилиндров (вертикальные, горизонтальные, V-образные, W-образные, радиальные);
- по количеству цилиндров (одно- и многоцилиндровые (до 16)).

Испарители холодильных машин

На крупных холодильниках испарители – это кожухотрубные теплообменные аппараты, в основном восьмисходовые, с диаметром труб 25x2 мм. В трубах испарителей циркулирует рассол, в межтрубном пространстве кипит хладагент.

Испарители малой мощности могут быть змеевиковые погружные. Тогда в емкости охлаждается рассол, а в погруженном в него змеевике кипит хладагент.

Конденсаторы холодильных машин

На крупных холодильниках конденсаторы могут быть кожухотрубными, в трубах которого циркулирует охлаждающая вода, а в межтрубном пространстве происходит конденсация хладагента. Они, как и испарители, в основном восьмисходовые, с диаметром труб 25x2 мм. Кроме кожухотрубных используют также пленочные конденсаторы (смотри конструкцию теплообменного аппарата с изменением агрегатного состояния одного теплоносителя).

В холодильных установках малой производительности могут применяться погружные змеевиковые конденсаторы (в емкости находится охлаждающая вода, а в погруженном в нее змеевике конденсируется хладагент).

6.4 Абсорбционные холодильные установки

Основным преимуществом абсорбционных холодильных установок (АХУ) по сравнению с компрессионными является использование для выработки холода тепловой энергии низкого и среднего потенциалов, в то время как в компрессионных холодильных установках для выработки холода используется электрическая или механическая энергия.

АХУ, принципиальная схема которой представлена на рисунке 6.6, работает следующим образом. К ректификационной колонне Ib из абсорбера IX насосом X через теплообменник VII подводится крепкий раствор давлением p_k , т.е. раствор повышенной концентрации в состоянии 15, представляющий собой смесь хладагента (аммиака) и абсорбента (воды) с концентрацией $\xi_{кр}$. Этот раствор проходит через ректификационную колонну. При этом из состояния 15 крепкий раствор нагревается до температуры кипения, соответствующей $\xi_{кр}$ (точка 8) и образуются пары, равновесное состояние которых характеризуется точкой 1. Обогащенные летучим (аммиаком) пары движутся по колонне вверх, а обедненная жидкость стекает вниз в генератор Ia (состояние 9). Изменение состояния раствора в ректификационной колонне и генераторе изображено на i, ξ - диаграмме линией 15-8-9, в том числе 15-8 – подогрев крепкого раствора

до кипения при постоянной $\xi_{кр}$, а 8-9 – изменение состояния кипящего раствора за счет уменьшения его концентрации от $\xi_{кр}$ до $\xi_{сл}$.

Для обогащения паров летучим компонентом в колонну необходимо возвращать флегму, которая образуется при конденсации паров, выходящих из колонны, в дефлегматоре за счет отвода теплоты с охлаждающей водой. В результате после колонны и дефлегматора концентрация паров значительно повышается. Довести концентрацию до единицы, т.е. получить после дефлегматора идеально чистый пар аммиака теоретически невозможно, т.к. для этой цели пришлось бы сконденсировать в дефлегматоре весь пар (флегмовое число $R \rightarrow \infty$). Поэтому концентрацию пара доводят до значения, отличающегося от единицы на доли процента. Процесс обогащения паров в колонне изображен кривой 1-2 на i, ξ - диаграмме (рисунок 6.6).

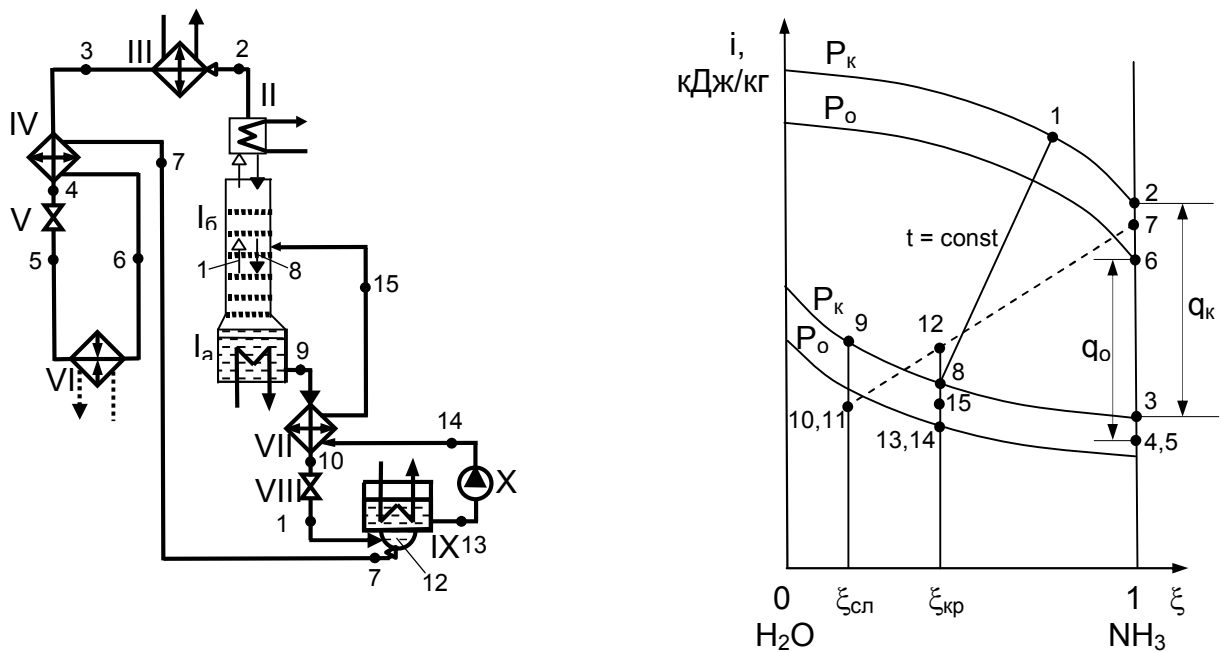


Рисунок 6.6 – Принципиальная схема и процесс работы абсорбционной холодильной установки

Ia – генератор, Ib – ректификационная колонна, II – дефлегматор, III – конденсатор, IV – охладитель, V, VIII – дроссельный вентиль, VI – испаритель, VII – теплообменник, IX – абсорбер, X - насос

Генератор, ректификационная колонна и дефлегматор обычно компонуются вместе таким образом, чтобы обеспечить естественное движение паров вверх, а флегмы и крепкого раствора – вниз.

После дефлегматора пар аммиака поступает в конденсатор III – процесс 2-3, затем в охладитель, где дополнительно охлаждается парами хладагента из испарителя – процесс 3-4. Далее жидкий хладагент дросселируется в V ($i = \text{const}$, $\xi = 1 = \text{const}$, поэтому точки 4 и 5 совпадают). Но эти состояния относятся к разным давлениям: точка 4 к p_k , а тока 5 к p_o . Т.е. в точке 4 - охлажденная жидкость (ниже пограничной кривой p_k), а в точке 5 – влажный насыщенный пар (т.к. выше пограничной кривой p_o).

После дроссельного вентиля хладагент поступает в испаритель VI, где в результате подвода теплоты извне он кипит и превращается в сухой насыщенный пар (процесс 5-6). Затем пары хладагента поступают в охладитель, где перегреваются, охлаждая жидкий хладагент (процесс 6-7) и направляются в абсорбер IX. Там происходит смешение паров аммиака со слабым раствором (кубовым остатком), который перед этим охлаждается в VII (процесс 9-10 при $\xi_{\text{сл}} = \text{const}$) и дросселируется в VIII (процесс 10-11 при $i = \text{const}$ и $\xi_{\text{сл}} = \text{const}$, т.е. точки 10 и 11 совпадают). Итак, в абсорбере смешивается пар с состоянием в точке 7 и жидкость в точке 11. При адиабатном смешении состояние смеси на диаграмме определяется как точка пересечения прямой, соединяющей исходные состояния (----- на рисунке 6.6) с ординатой, соответствующей концентрации полученной смеси ($\xi_{\text{кр}}$). Т.е. на пересечении прямой 7-11 с ординатой $\xi_{\text{кр}}$ получена точка 12, которая при давлении p_o оказалась выше нижней пограничной кривой, следовательно, смесь в этом состоянии – влажный пар. Для превращения важного насыщенного пара в жидкий крепкий раствор из абсорбера отводится тепло, что изображается прямой 12-13. Далее крепкий раствор насосом X подается через теплообменник VII в ректификационную колонну. Т.к. в

насосе $i \approx \text{const}$ и $\xi_{\text{кр}} = \text{const}$, то точки 13 и 14 совпадают. Процесс подогрева крепкого раствора в теплообменнике VII 14-15.

Применение теплообменника позволяет снизить удельный подвод теплоты в генераторе и удельный отвод теплоты из абсорбера. Следовательно, чем полнее осуществляется передача энергии в этом теплообменнике, тем экономически выгоднее. Однако температура крепкого раствора после теплообменника не должна превышать температуру его кипения при давлении в генераторе, т.е. энтальпия точки 15 не должна превышать энтальпию точки 8, т.е. $i_{15} \leq i_8$ или $t_{15} \leq t_8$.

Для определения температур и остальных параметров раствора, циркулирующего в схеме АХУ, задаются значениями меньшей конечной разности температур между греющей и нагреваемой средами в испарителе, конденсаторе, абсорбере, генераторе, охладителе жидкого хладагента (ХА), теплообменнике раствора, дефлегматоре.

Тогда температуры испарения и конденсации ХА

$$\begin{aligned} t_o &= t_{p_2} - \Delta t_u, \quad ^\circ\text{C} \\ t_k &= t_{e_2} + \Delta t_k, \quad ^\circ\text{C}. \end{aligned} \quad (6.6)-(6.7)$$

Этим температурам соответствуют давления p_o – в испарителе и абсорбере, p_k – в конденсаторе и генераторе (таблицы или T,s-диаграмма ХА).

Температура крепкого раствора на выходе из абсорбера (рисунок 6.6)

$$t_{13} = t_{e_2} + \Delta t_a, \quad ^\circ\text{C} \quad (6.8)$$

По давлению p_o и температуре t_{13} определяют концентрацию крепкого раствора $\xi_{\text{кр}} = \xi_{13}$ и его энтальпию i_{13} (по термодинамическим таблицам или i, ξ -диаграмме ХА).

Температура слабого раствора на выходе из генератора

$$t_9 = t_{zp.n.} - \Delta t_2, \text{ } ^\circ\text{C}, \quad (6.9)$$

где $t_{zp.n.}$ – температура греющего пара, поступающего в генератор, определяется по давлению.

По давлению p_k и температуре t_9 определяют концентрацию слабого раствора $\xi_{сл} = \xi_9$ и его энтальпию i_9 (по i, ξ -диаграмме или таблицам раствора).

При расчете состояние агента в отдельных точках схемы и ход процесса наносят на i, ξ -диаграмму (рисунок 6.6).

Кратность циркуляции, т.е. отношение массового расхода крепкого раствора к массовому расходу паров ХА из дефлегматора,

$$f = \frac{G_{кр}}{D} = \frac{G_{15}}{G_2} = \frac{\xi_2 - \xi_9}{\xi_{13} - \xi_9} \quad (6.10)$$

При правильно организованной дефлегмации и ректификации $\xi_2 \cong 1,0$.

Температура пара после дефлегматора должна немного (на Δt_d) превышать температуру конденсации чистого агента при давлении p_k $t_2 = t_{\theta_2} + \Delta t_d, \text{ } ^\circ\text{C}$. Его энтальпия i_2 определяется по i, ξ -диаграмме (или таблицам) при $\xi_2 \cong 1,0$ и p_k .

По i, ξ -диаграмме определяются параметры пара, равновесного кипящему крепкому раствору (точка 1, рисунок 6.6) – $P_1 = P_8 = P_k$; $t_1 = t_8$; ξ_1 ; i_1 .

Удельный отвод флегмы из дефлегматора, т.е. отношение массового расхода флегмы к массовому расходу пара на выходе из дефлегматора (флегмовое отношение)

$$\varphi = \frac{G_8}{G_2} = \frac{\xi_2 - \xi_1}{\xi_1 - \xi_8} \quad (6.11)$$

Удельная тепловая нагрузка дефлегматора, т.е. отвод тепла из дефлегматора на единицу массового расхода пара из дефлегматора

$$q_{\partial} = (i_1 - i_2) + \varphi (i_1 - i_8), \quad \frac{\kappa ДЖ}{кг} \quad (6.12)$$

где i_1, i_2, i_8 – энтальпия пара до и после дефлегматора и флегмы после дефлегматора.

Параметры слабого раствора после теплообменника:

- температура слабого раствора после теплообменника, °С

$$t_{10} = t_{14} + \Delta t_{14-10}; \quad (6.13)$$

- энтальпия i_{10} слабого раствора (находится по концентрации) $\xi_{10} = \xi_9$ и температуре t_{10} .

Энтальпия крепкого раствора на входе в генератор (пренебрегая приростом его энтальпии в насосе вследствие малого значения этой величины, т.е.

$$i_{14} = i_{13}) \quad i_{15} = i_{13} + \frac{f-1}{f}(i_9 - i_{10}), \quad \frac{\kappa ДЖ}{кг} \quad (6.14)$$

где i_{13} – энтальпия крепкого раствора после абсорбера.

Энтальпия крепкого раствора после теплообменника (на входе в генератор) не должна превышать энтальпии кипящего раствора с концентрацией $\xi_{кр}$ при давлении P_k (точка 8, рисунок 6.6). Т.е. если $i_{15} \leq i_8$, то найденное значение i_{10} принимается для дальнейших расчетов. Если $i_{15} > i_8$, значит, предварительно принятое изменение энтальпии слабого раствора в теплообменнике завышено. В этом случае принимают $i_{15} \leq i_8$ и определяют энтальпию слабого раствора после теплообменника по формуле

$$i_{10} = i_9 - \frac{f}{f-1}(i_8 - i_{13}), \quad \frac{\kappa ДЖ}{кг} \quad (6.15)$$

Удельная тепловая нагрузка теплообменника

$$q_{то} = (f-1)(i_9 - i_{10}), \quad \frac{\kappa ДЖ}{кг} \quad (6.16)$$

Удельная тепловая нагрузка конденсатора

$$q_k = i_2 - i_3, \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (6.17)$$

Температура паров ХА после охладителя

$$t_7 = t_3 - \Delta t_{3-7}, \text{ } ^\circ\text{C}$$

где t_3 – температура жидкого ХА после конденсатора, т.е. $t_3 = t_k$.

Удельная тепловая нагрузка охладителя

$$q_{но} = i_7 - i_6, \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (6.18)$$

где i_6 и i_7 – энтальпия пара до охладителя и после него соответственно. Энтальпию пара i_7 находят по давлению пара P_0 и его температуре t_7 (по T,s-диаграмме аммиака).

Энтальпия жидкого аммиака перед дросселем

$$i_4 = i_3 - q_{но}, \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (6.19)$$

Удельная холодопроизводительность установки

$$q_o = i_6 - i_5 = i_6 - i_4, \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (6.20)$$

Удельное количество тепла, отводимое в абсорбере

$$q_a = (i_7 - i_{10}) + f (i_{10} - i_{13}), \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (6.21)$$

или

$$q_a = f (i_{12} - i_{13}), \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (6.22)$$

Удельная тепловая нагрузка генератора

$$q_2 = (i_1 - i_9) + f (i_9 - i_{15}) + \varphi (i_1 - i_8), \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (6.23)$$

Тепловой баланс установки $q_{подв} = q_{отв}$,

$$\begin{aligned} q_{подв} &= q_2 + q_o, \\ q_{отв} &= q_a + q_k + q_d. \end{aligned} \quad (6.24)$$

$$\text{Расход ХА (аммиака)} \quad G = \frac{Q_o}{q_o}, \quad \frac{\text{кз}}{\text{с}} \quad (6.25)$$

Тепловая нагрузка

$$\text{- генератора} \quad Q_2 = G \cdot q_2, \quad (6.26)$$

$$\text{- абсорбера} \quad Q_a = G \cdot q_a, \quad (6.27)$$

$$\text{- конденсатора} \quad Q_k = G \cdot q_k, \quad (6.28)$$

$$\text{- дефлегматора} \quad Q_d = G \cdot q_d, \quad (6.29)$$

$$\text{- теплообменника} \quad Q_{mo} = G \cdot q_{mo} \quad (6.30)$$

Удельный расход теплоты

$$\varepsilon = \frac{q_2}{q_o} = \frac{Q_2}{Q_o} \quad (6.31)$$

Холодильный коэффициент

$$\varepsilon = \frac{q_o}{q_2} \quad (6.32)$$

6.5 Пароэжекторные холодильные установки

Вода как холодильный агент имеет ряд ценных свойств. Она обладает высокой теплотой парообразования, абсолютно безопасна, безвредна, доступна и дешева. Однако использование ее как хладагента ограничено областью низких плюсовых температур, для получения которых требуется создание в испарителе вакуума. Это осуществляется в пароэжекторных холодильных установках (ПЭХУ), которые можно с успехом применять в системах кондиционирования воздуха.

Схема ПЭХУ представлена на рисунке 6.7. В испарителе смешивающего типа IV эжектором I создается вакуум. В испаритель поступает конденсат после дроссельного вентиля III и вода, циркулирующая в системе кондиционеров V

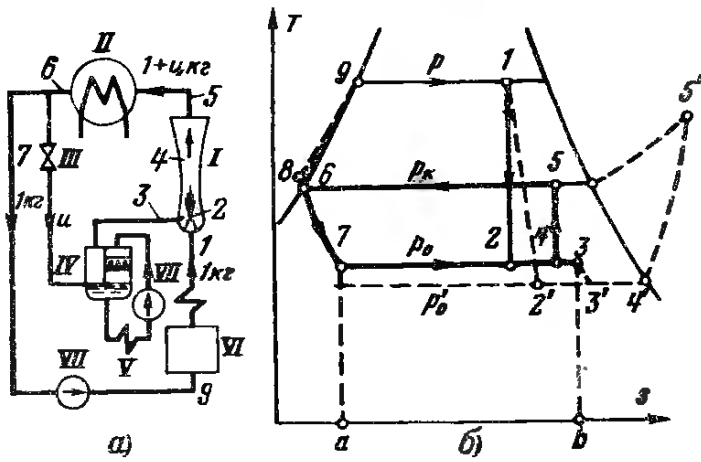


Рисунок 6.7 - Схема и процесс работы на $T-s$ -диаграмме парозжекторной холодильной установки.

I — эжектор; II — конденсатор; III — дроссельный вентиль; IV — испаритель; V — кондиционер; VI — паровой котел; VII — насос; сплошными толстыми линиями на $T-s$ -диаграмме показан теоретический, а пунктирными линиями — действительный процесс.

при помощи насоса VII. Конденсат и вода в испарителе мгновенно вскипают, охлаждаясь до температуры, соответствующей температуре насыщения пара при данном давлении (вакууме). При этом образуется U кг влажного пара, который отсасывается эжектором и конденсируется в конденсаторе. Охлажденная вода поступает к потребителям холода.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Лебедев, П.Д. Теплообменные, сушильные и холодильные установки / П.Д. Лебедев. - М.: Энергия, 1972. – 318 с.
2. Лебедев, П.Д. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий: учебное пособие для энергетических вузов и факультетов / П.Д. Лебедев, А.А. Щукин. - М.: Энергия, 1970. – 408 с.
3. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / Ю.И. Дытнерский. – 2-е изд. – М.: Химия, 1995. – 400 с.
4. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Г.С. Борисов [и др]; под общ. ред. Ю.И. Дытнерского. – 2-е изд. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
5. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи): учебное пособие для вузов / П.Г. Романков [и др.]; под общ. ред. П.Г. Романкова. - СПб.: Химия, 1993. – 576 с.
6. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: Справочник / В.М. Зорин [и др.]; под общ. ред. В.М. Зорина. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 588 с.
7. Промышленные тепломассообменные процессы и установки / А.М. Бакластов, В.А. Горбенко, П.Г. Удыма; под ред. А.М. Бакластова. – М.: Энергоатомиздат, 1986. – 336 с.
8. Гинзбург, А.С. Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности / А.С. Гинзбург. – М.: Агропромиздат, 1985. – 389 с.
9. Михеев, М.А. Основы теплопередачи / М.А. Михеев, И.М. Михеева. - М.: Энергия, 1977. – 344 с.
10. Ривкин, С.Л. Термодинамические свойства воды и водяного пара: справочник / С.Л. Ривкин, А.А. Александров. - М.: Энергоатомиздат, 1984. – 80 с.

ГЛАВА III. ПРАКТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

Раздел I. ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ

ЛАБОРАТОРНЫЕ РАБОТЫ № 1 – 4

Тема: «Лабораторные исследования кинетики сушки пористых материалов»

Цель работ: Построение кривых сушки, изменения температуры материалы по толщине образца и скорости сушки капиллярно-пористого материала.

Теоретическое введение

Сушкой называется процесс удаления влаги из материала. Наибольшее распространение в промышленности имеет тепловая сушка. В процессе сушки подвод тепла к материалу может осуществляться теплопроводностью, конвекцией, излучением или любой комбинацией этих процессов.

Пояснение к заданию

1. Кинетические закономерности сушки материала (изменение среднеинтегральных влагосодержания $U = f(\tau)$ и температуры $t = f(\tau)$ по времени) обуславливаются совокупностью процессов переноса тепла и массы внутри материала (внутренняя задача) и в окружающей среде (внешняя задача). Интенсивность внешнего тепло - и массообмена определяется температурой, относительной влажностью и скоростью сушильного агента.

Специфика связи влаги со «скелетом» образца влияет на интенсивность процессов тепломассообмена, особенно во втором периоде сушки, и затрудняет аналитическое построение кривых сушки при различных значениях режимных параметров сушильного агента. Поэтому анализ влияния скорости и температу-

ры сушильного агента на продолжительность сушки в настоящее время, как правило, проводят на основании кривых сушки, полученных опытным путем.

При построении кривой сушки $U = f(\tau)$ по полученным данным убывли влаги, текущие значения влагосодержания U_τ на сухую массу рассчитывают по формуле:

$$U_\tau = \frac{W_H - \Delta W_\tau}{G_{\text{сух}}}, \quad (1.1)$$

где W_H – начальное количество влаги в материале, кг; ΔW_τ – убыль влаги в процессе сушки, кг; $G_{\text{сух}}$ – масса сухого материала при $U_p = 0$.

Для опытного образца (рисунок 1.1) $G_{\text{сух}} = \underline{\hspace{2cm}}$ кг. Очевидно, что

$$G_\tau = G_{\text{сух}} + W_H - \Delta W_\tau \quad (1.2)$$

2. На основании опытных кривых убывли массы, полученных при трехступенчато изменяемых режимных параметрах сушильного агента (согласуемых с преподавателем $t_1, V_1; t_2, V_2; t_3, V_3$) для образца с размерами, приведенными на рисунок 1.1, необходимо построить кривую сушки (рисунок 1.2). При этом желательно вести процесс таким образом, чтобы интенсивность сушки увеличивалась от режима к режиму (рисунок 1.3). Целесообразны следующие моменты перехода от режима к режиму:

$$U_H - U_1 \approx 0,25 (U_H - U_p)$$

$$U_H - U_1 \approx 0,25 (U_H - U_p)$$

$$U_H - U_1 \approx 0,25 (U_H - U_p)$$

Кривая скорости сушки $\partial U / \partial \tau = f(U)$ строится графическим дифференцированием кривой сушки (рисунок 1.4).

Экспериментально определенная величина интенсивности испарения влаги в первых периодах сушки может быть рассчитана по соотношениям

$$q'_{1э} = \frac{\Delta w_1}{\Delta \tau_1 F}; \quad q'_{2э} = \frac{\Delta w_2}{\Delta \tau_2 F}; \quad q'_{3э} = \frac{\Delta w_3}{\Delta \tau_3 F} \quad (1.3)-(1.5)$$

где F – поверхность образца, с которой происходит испарение, м²; $q'_{1э}$, $q'_{2э}$, $q'_{3э}$ – теоретически возможные значения интенсивности испарения при турбулентном режиме обтекания образца.

В конечном виде формула для расчета интенсивности испарения имеет вид

$$q_T = \frac{0,046 \left(\frac{Vl}{v}\right)^{0,8} \left(\frac{v}{D_c}\right)^{0,43} D_c}{l R_n T} (P_n - P_c) \quad (1.6)$$

где D_c – коэффициент концентрационной диффузии, м²/с;

$$D_c = \frac{C}{1 - A\rho_0\omega} \left(\frac{T}{1000}\right)^n \quad (1.7)$$

здесь $A = 0,035$; $n = 20$; $C = (0,7 \div 50) 10^5$

Для смеси водяного пара и воздуха $R_n = \frac{R}{\mu_n}$ – газовая постоянная пара;

R – универсальная газовая постоянная (если P_n и P_c выражены в Н/м², то $R = 8314$ Дж/(кмоль·К); $\mu_n = 18$ кг/кмоль – молярная масса водяного пара;

T – температура паровоздушной смеси, °С;

P_n , P_c – парциальные давления пара у поверхности испарения и в окружающей среде, Н/м²; могут быть получены по экспериментальной зависимости

$$P_n = 272 \left(1,108 + 0,01 t_n\right)^8, \quad (1.8)$$

$$P_c = \varphi \cdot P_n, \quad (1.9)$$

здесь φ - относительная влажность воздуха в установке, которая может быть определена с помощью I-d диаграммы по показаниям сухого и мокрого термометра. t_n - температура в зоне испарения влаги, $^{\circ}\text{C}$.

При сушке в первом периоде без углубления зоны испарения t_n может быть определена путем экстраполяции кривой $t = f(x)$ на поверхности материала, с которой происходит испарение.

3. Наиболее просто обобщение экспериментальных данных и расчет кинетики процесса сушки проводить полуэмпирическим методом В.В. Красникова.

Смысл метода обобщения экспериментальных данных заключается в том, что независимо от режима сушки для каждого фиксированного влагосодержания образца произведения скорости сушки в первом периоде N на текущее время τ остается постоянным.

Если для ряда опытов по сушке одного материала $N\tau_n = \text{const}$, то легко показать, что в этом случае должно выполняться равенство

$$N_1\tau_1 = N_2\left(\tau_2 + \frac{U_{н1} - U_{н2}}{N_2}\right) = N_3\left(\tau_3 + \frac{U_{н1} - U_{н3}}{N_3}\right) \quad (1.10)$$

Метод обобщения В.В. Красникова позволяет на основании лишь одного опыта при произвольных режимных параметрах установить связь между продолжительностью процесса сушки и ранее неисследованными режимными параметрами сушильного агента.

Построение обобщенной кривой кинетики сушки производится с помощью кривой скорости сушки, построенной по пункту 2. Для каждого из интервалов влагосодержаний $U_n - U_1$; $U_1 - U_2$; $U_2 - U_p$ определяют максимальную скорость сушки соответственно N_1 , N_2 , N_3 (рисунок 1.3) и перестраивают кривую сушки (рисунок 1.2) в новых координатах ($U-N.\tau$). При этом в пределах каждого из указанных интервалов влагосодержаний для пе-

ремножения с текущим временем процесса используется соответствующая скорость сушки $N = \text{const}$.

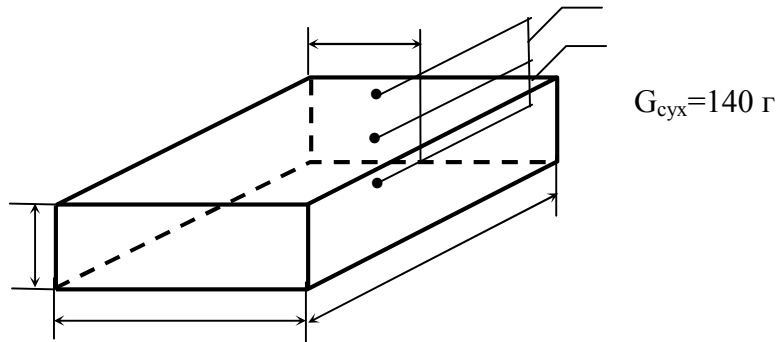


Рисунок 1.1- Схема установки термопар в исследуемом образце

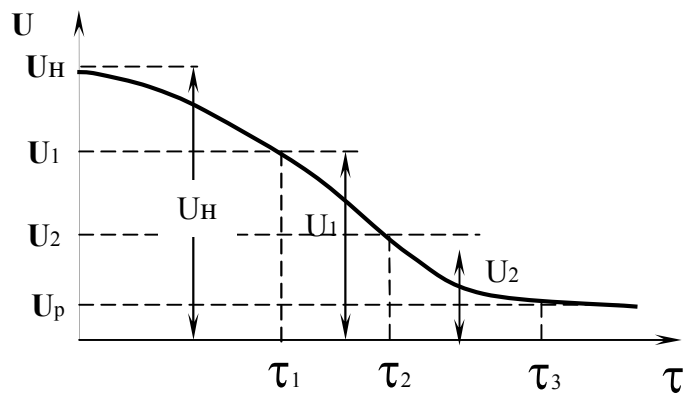


Рисунок 1.2 - Кривая сушки

4. Построение температурных кривых $t = f(x)$ производят для периода подогрева периодов постоянной и падающей скоростей сушки, а также для одного или двух моментов перехода от одного режима сушки к другому. Кривые $t = f(x)$ необходимы для определения температуры поверхности образца. Установка термопар на образце, позволяет произвести построение трех температурных кривых $t_1 = f(x)$ – на обтекаемой поверхности образца, $t_2 = f(x)$ – в средней плоскости образца, $t_3 = f(x)$ – на не обтекаемой, нижней поверхности образца.

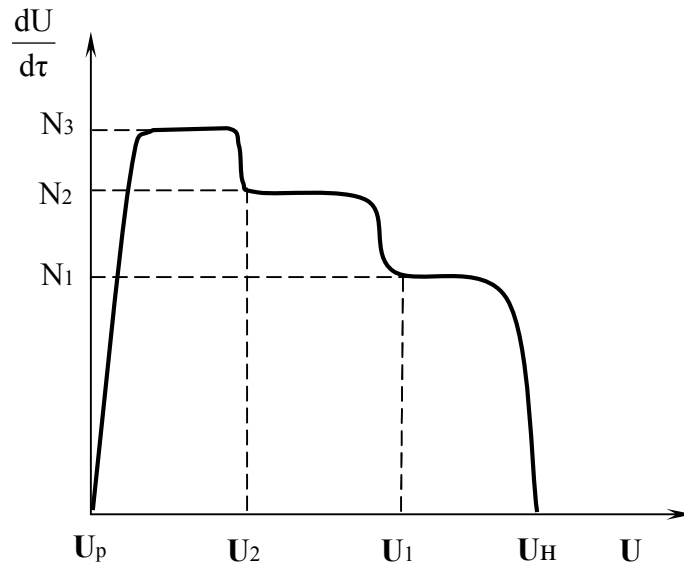


Рисунок 1.3 - Кривая скорости сушки при ступенчатом измерении режима сушки

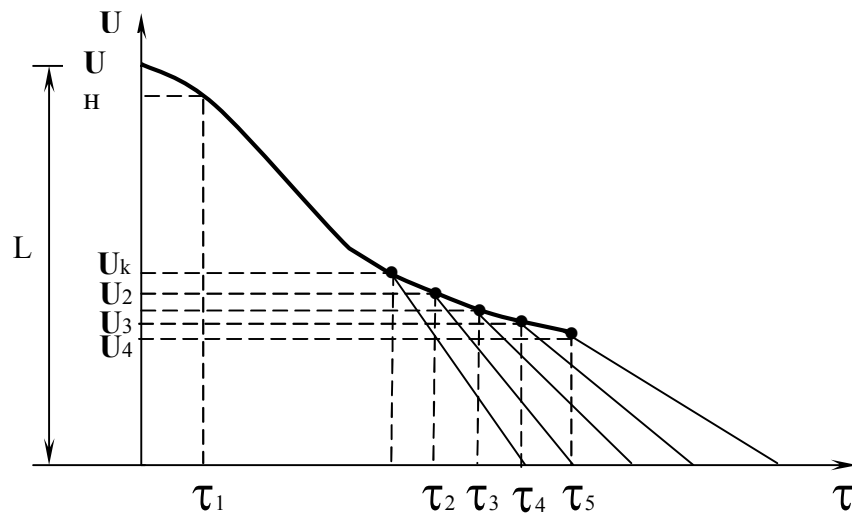
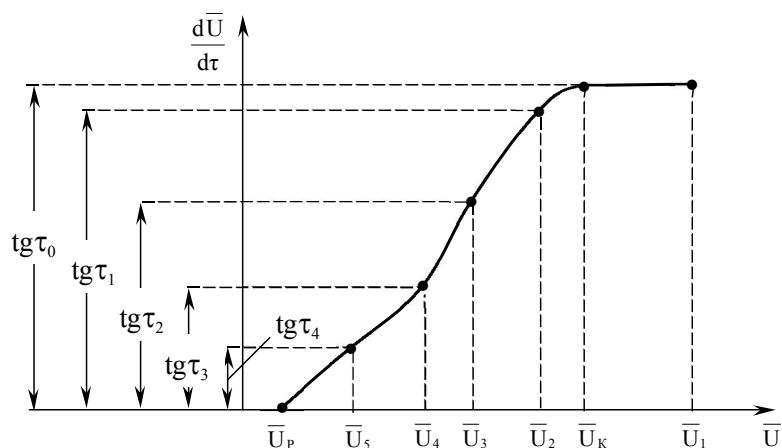


Рисунок 1.4 - Построение кривой скорости сушки

5. Для сравнения расчетной и экспериментально определенной продолжительности сушки опытного образца во втором периоде для третьего режима используют

$$\tau_3 = \frac{1,28 U_3}{N_3} \ln \frac{1}{x(U_k - U_p)}, \quad (1.11)$$

где N_3 – скорость сушки в начале третьего периода, % мин; U_3, U_K, U_P - влаго- содержание материала при переходе к третьему режиму, конечное и равновесное, %; x – относительный коэффициент сушки, рассчитываемый по выражению $x = \frac{1,8}{U_3}$.



Пояснения к лабораторному стенду

Установка (рисунок 1.5) предназначена для изучения кинетики сушки капиллярно-пористых материалов при конвективном способе подводе тепла и состоит из следующих узлов: рабочей сушильной камеры 1, трубопроводов 2, блока вентилятора 3, теплообменника 4, устройства для установки исследуемого образца 5, нагревателя 6 и стойки 7.

Рабочая сушильная камера 1 выполнена из нержавеющей стали в виде прямоугольного короба. Камера имеет окно для установки образца 11, окно для нагревателя 12 и окно для термометров и бачка для увлажнения мокрого термометра 13.

Трубопроводы 2-7 выполнены из гибких алюминиевых труб с внутренним диаметром 100 мм. Соединение трубопроводов с узлами установки осуществляется с помощью хомутов.

Блок вентилятора 8 включает в себя вентилятор (тип ВА16/2) и два раструба с выходным диаметром 100 мм. Раструбы выполнены из нержавеющей стали и соединены с вентилятором через прокладки болтами.

Теплообменник 9 включает в себя восемь оребренных алюминиевых тепловых труб (рисунок 1.6). Трубы по длине разделены трубной доской 2. Испарительная и конденсаторная их части в металлические кожуха с раструбами. Со стороны входа воздуха в теплообменник раструб отсутствует.

Устройство для установки исследуемого образца (рисунок 1.7) состоит из металлического крестообразного каркаса 1, опорной трубки 2 и площадки 3 для установки формы 4 с образцом 5.

Нагреватель (рисунок 1.8) выполнен из нихромовой проволоки диаметром 0,6 мм в виде двух спиралей, сопротивление которых 75.32 Ом и 17.87 Ом. Спирали соединены последовательно и намотаны на каркас 3 из диэлектрического материала (слюда). Концы спиралей выведены на клеммы, установленные на крышке. Соединение клемм 3 и 2 является 1 спиралью, а соединение клемм 3 и 1 – 2. Сопротивление 1-ой спирали 75.32 Ом, 2-ой – 93.19 Ом. Крышка с нагревателем крепится к камере с помощью винтов.

Все узлы установки смонтированы на стойке 16 (рисунок 1.5). В нижней части стойки на панели размещены автоматические выключатели, розетки, переключатель режимов работы вентилятора. На полке установлены весы 15 и термоизмерительный прибор. Переключатели режимов работы нагревателя 24 смонтированы слева на боковой панели стойки.

Термоизмерительный прибор 16 предназначен для измерения температуры и оснащен восемью термопарами. Термопары 1-3 измеряют температуру по толщине образца (рисунок 1.7), 4-ая и 5-ая термопары установлены в камере перед и после образца соответственно, которые крепятся на 4-ый и 5-ый жидкостные термометры соответственно. Термопара 6 измеряет температуру изоляции. Термопары 7 и 8 измеряют температуры входящего и выходящего воздуха.

Места закрепления термопар в сушилке обозначены символом Δ на рисунке 1.1.

Принципиальная электрическая схема установки приведена на рисунке 1.10.

Технические характеристики установки

1. Рабочее напряжение, В - 220
2. Максимально допустимая температура воздуха, °С – 95
3. Максимальная скорость воздуха на выходе из теплообменника, м/с - 1,4
4. Минимальная скорость воздуха на выходе из теплообменника, м/с - 1,2
5. Максимальная потребляемая мощность нагревателя, Вт – 642,6
6. Минимальная потребляемая мощность нагревателя, Вт - 519,4
7. Размеры поперечного сечения потока воздуха над образцом, мм - 117 x 40

Подготовка установки к работе

Перед началом проведения лабораторных работ на установке следует произвести следующие действия:

1. Установить автоматы К1 и К2 (включение вентилятора и нагревателя) в положение «ВЫКЛ».
2. Установить тумблера К3 и К4 в положение 1 или 2 (в зависимости от выбора режима работы).
3. Подключить установку к сети переменного тока напряжением 220 В, при этом загорится сигнальная лампочка и на розетки 1-4 подастся напряжение сети.
4. Вставить вилки вентилятора и нагревателя в розетки 5 и 6 соответственно.
5. Открыть окна 11 и 13, сняв теплоизолирующие и металлические пластины.
6. Подключить блок питания весов к розетке 1-4. Произвести проверку и настройку весов, для чего необходимо обеспечить полную разгрузку весов, приподнимая платформу 3 за трубку 2, включить весы и после появления нулей опустить платформу. В случае ошибки выключить весы и повторить заново.
7. Включить вилку термоизмерительного прибора в розетку 1-4 и выбрать циклический режим индикации измерений (см. инструкцию прибора).

8. Высушить исследуемый образец.
9. Оснастить согласно рисунку 1.3 образец термopарами.
10. Поместить образец на платформу.
11. Проверить точность работы весов, положив на платформу весов груз (10-20 г) и, сняв груз, весы должны показать прежнее значение веса. Если показания весов не показывают прежнее значение веса, то необходимо откорректировать положение платформы в окне, чтобы платформа не касалась стенок сушильной камеры. Если весы работают правильно, необходимо сбросить вес тары и увлажнить шприцом образец до нужной влажности.
12. Залить в бочек «мокрого» термометра воды, для чего необходимо снять «сухой» и «влажный» термометры вместе с пластиной.
13. Установить термометры на место.
14. Закрыть окна 11 и 13.

Работа установки

Непосредственно перед началом работы установки необходимо еще раз проверить правильность показания весов, положив на платформу весов груз (10-20 г) и убрав груз с весов показания должны вернуться на прежнее значение, в противном случае необходимо откорректировать положение платформы образца, поворачивая платформу за трубку.

Для начала проведения работы на установке необходимо включить автоматы К1 и К2 в положение «ВКЛ».

Установка построена так, что позволяет проводить процессы сушки, при которых воздух может циркулировать по замкнутому контуру (без теплообменника) и, при которых воздух выбрасывается в окружающую среду (с теплообменником). В последнем случае воздух входит и выходит через конденсаторную и испарительную часть теплообменника соответственно, что обеспечивает дополнительный подогрев входящего воздуха. Для изменения процесса циркуляции воздуха необходимо использовать задвижки А, В и С. Для

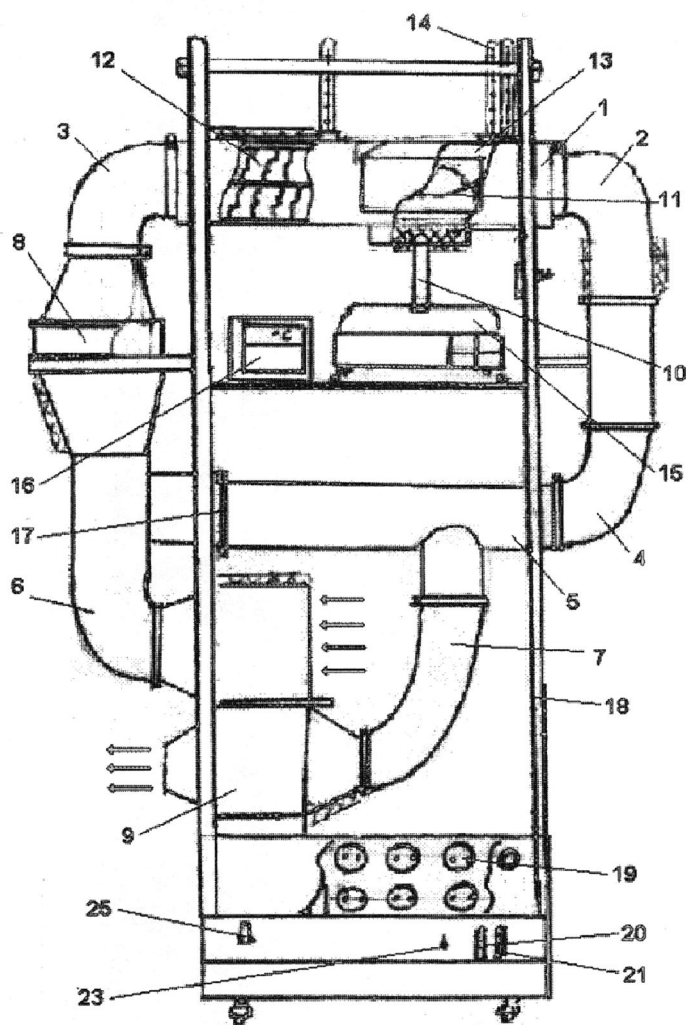


Рисунок 1.5 - Установка для исследования кинетики сушки

1- камера, 2-7-трубопроводы, 8- блок вентилятора, 9- теплообменник, 10- устройство для установки образца, 11- окно для установки образца, 12- нагреватель, 13- окно для установки термометров, 14- термопары, 15- весы, 16- термоизмерительный прибор, 17- заслонки, 18- стойка, 19- розетки, 20,21- автоматы, 23- тумблер режима работы вентилятора, 24- тумблер режима работы нагревателя, 25- разъем силовой

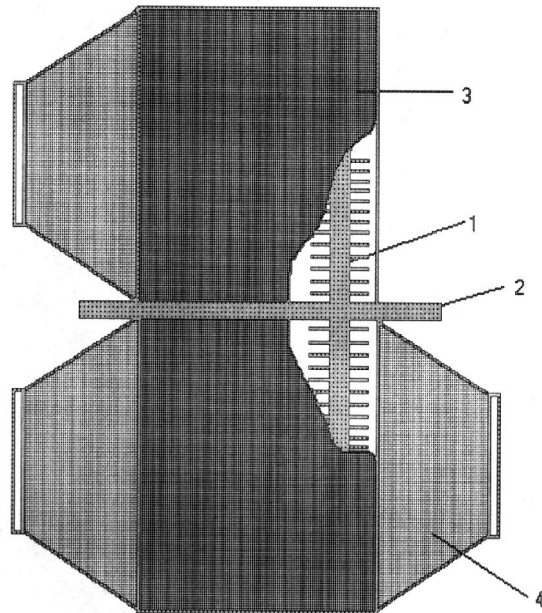


Рисунок 1.6 - Теплообменник

1 – ТТ; 2 - труба; 3 - кожух;
4 - раструб

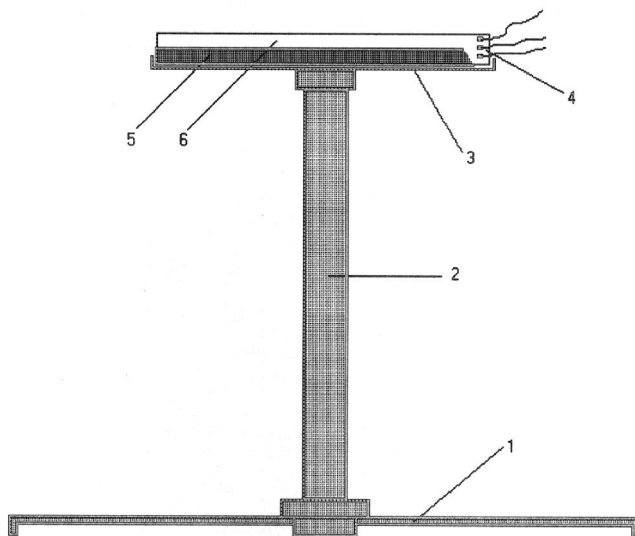


Рисунок 1.7 - Устройство для установки образца

1. Каркас
2. Стойка
3. Площадка
4. Термопары
5. Коробка
6. Образец

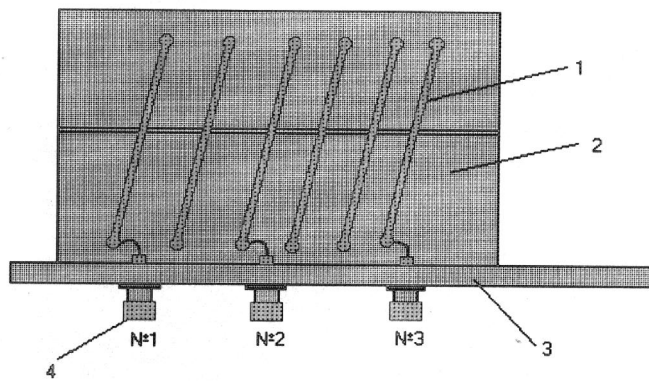


Рисунок 1.8 - Нагреватель

1. Спираль
2. Каркас
3. Крышка
4. Клемма

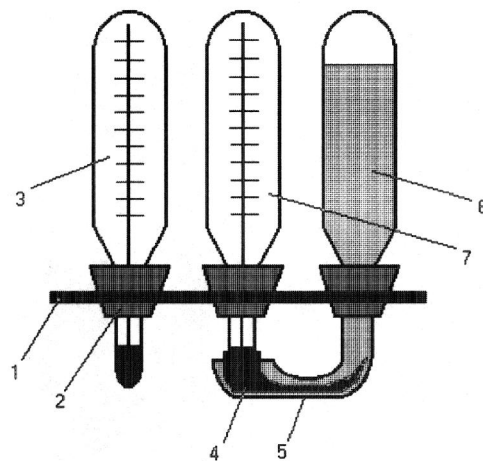


Рисунок 1.9 - Термомет-
Пластина

2. Резиновые пробки
3. «Сухой» термометр
4. Бинт
5. Бачок для воды
6. Вода
7. «Мокрый» термометр

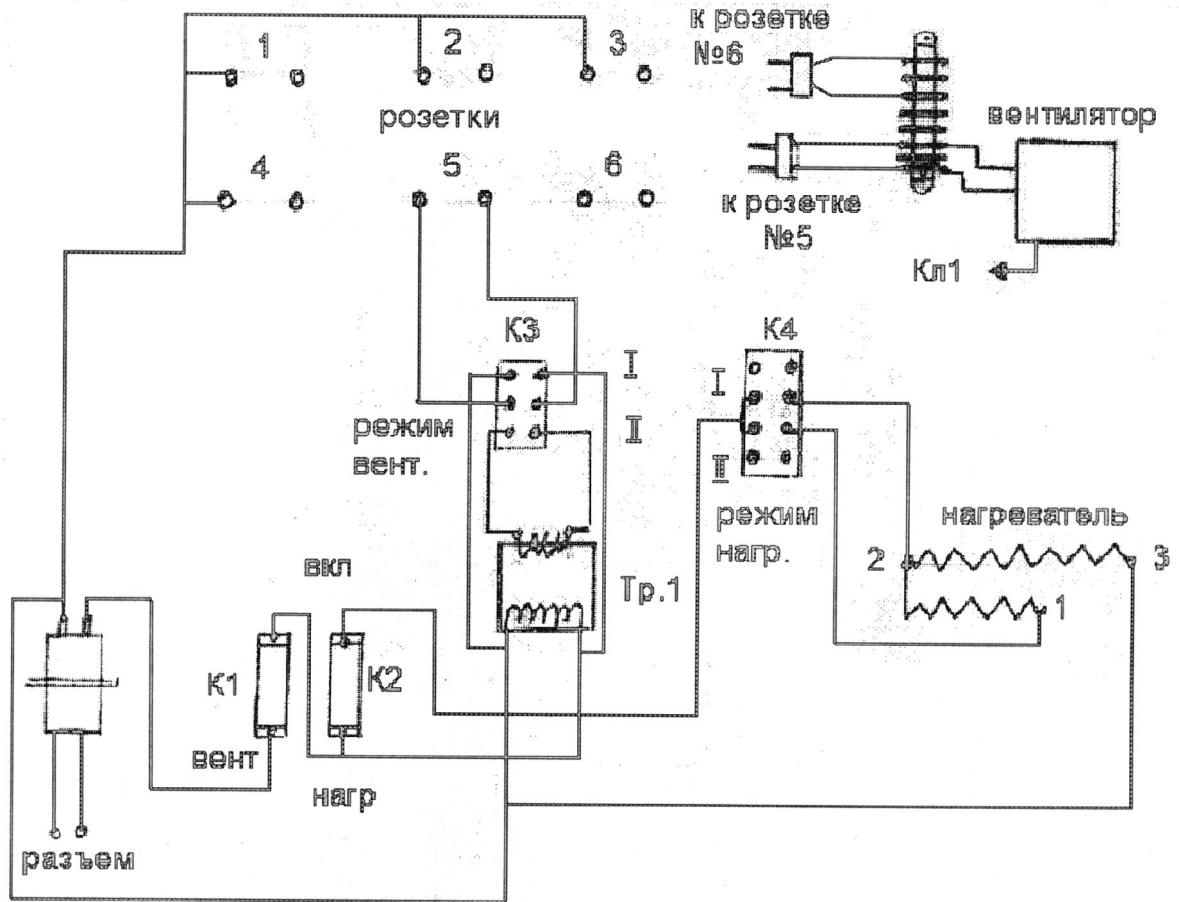


Рисунок 1.10 - Принципиальная электрическая схема

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 5

Тема: «Испытание однокорпусного выпарного аппарата»

Цель работы: Практическое ознакомление студентов с принципом составления теплового баланса выпарных аппаратов непрерывного действия, с методикой определения коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи при заданной поверхности теплообмена и естественной или искусственной циркуляции раствора в контуре.

Введение

Выпаривание - термический процесс кипения раствора с выделением паров растворителя, при котором растворенное вещество остается в аппарате в концентрированном виде или в виде кристаллов. Процесс выпарки характерен значительным изменением физических свойств раствора. С ростом концентрации раствора увеличивается его плотность, вязкость и температурная депрессия, понижается теплоемкость и теплопроводность.

Вследствие увеличения вязкости раствора и понижения его теплопроводности и теплоемкости уменьшается коэффициент теплоотдачи от греющей стенки к кипящему раствору.

Описание лабораторной установки

Установка состоит из следующих узлов (рисунок 5.1):

1. Стойка
2. Камера для выпаривания
3. Камера охлаждения (конденсатор)
4. Бак накопительный
5. Бак для хранения раствора
6. Пульт управления

Все узлы закреплены на стойке 1 и соединены между собой трубопроводами и запорной арматурой.

Камера для выпаривания состоит из емкости 7, циркуляционного контура 8. Емкость снабжена стеклянной трубкой уровня раствора 9, сепаратором 10, манометром 11, термометром 12, заглушкой для выпуска воздуха 13.

Циркуляционный контур снабжен электрическим нагревательным элементом 14, вентилями 15, 16, 17, и циркуляционным насосом 18. Контур снабжен вентилем 19 для отбора раствора.

Камера охлаждения состоит из бака 20 и змеевика 21. Бак снабжен раструбами для ввода и вывода холодной воды. Змеевик состоит из трех частей:

1. Труба $Dy = 10$, $L = 5$ м.
2. Труба $Dy = 8$, $L = 6$ м.
3. Труба $Dy = 6$, $L = 5$ м.

Диаметр бака 150 мм, высота 800 мм.

Чертеж камеры охлаждения рисунок 5.3.

Накопительный бак состоит из емкости 22 и снабжен стеклянной измерительной трубкой уровня жидкости 23. Кроме того, бак снабжен вентилем 24 для отбора жидкости при измерении скорости выпаривания и заглушкой для выпуска воздуха.

Бак для хранения раствора имеет размеры 150x250x300 мм, снабжен заливным отверстием с крышкой, сливными вентилями 26 и 27.

Пульт управления снабжен прибором 28 типа «ИР СОСНА 002» и тумблерами включения насоса, нагревателя и прибора. Прибор «ИР СОСНА 002» предназначен для измерения температуры и оснащен восьмью термопарами. Места крепления термопар в установке указаны на рисунке 5.1 символами а, б, в, г, д, е, ж, з.

Техническая характеристика установки

1. Рабочее напряжение – 220 В
2. Мощность электронагревателя, кВт – 1,25
3. Насос/расход, м³/ч – 2, 4, 6
4. Объем бака хранения, л – 10
5. Время разогрева раствора до 100°С, мин – 85

6. Производительность по выпариванию воды, г/с – до 0,45

Подготовка установки к работе

Перед началом проведения работ на установке следует произвести следующие действия:

1. Проверить вентили:
 - а) вентили 16, 19, 24, 26, 27, 29 и 30 должны быть закрыты;
 - б) 15 и 17- открыты;
 - с) пробки 13 и 25 открыты.
2. Подготовить раствор необходимой концентрации и объема залить в бак для хранения. Закрывать крышку бака.
3. В открытое отверстие 13 залить 1000 мл. раствора. Это необходимо для начального запуска насоса.
4. Включить насос 18, открыть вентиль 30 и закачать нужное количество раствора в камеру для выпаривания 1. Количество раствора контролируется по стеклянной трубке. Закрывать вентиль 30.
5. Включить нагревательный элемент 14 тумблером на пульте и разогреть раствор до температуры 95°C.

Установка готова для проведения работы по выпариванию.

ПРИМЕЧАНИЕ: Необходимо обязательно закрывать вентили 16, 17, 30 до выключения насоса. Это позволит в дальнейшем при подготовке к работе исключить пункт 3.

Работа установки

Установка может работать в двух режимах: самоциркуляции и вынужденной циркуляции.

Режим самоциркуляции осуществляется за счет свободной конвекции парлифта пузырями пара, перемещающимися вверх и увлекающими за собой столбы жидкости. При работе установки в режиме самоциркуляции, закрыты все вентили, кроме 15, включены нагреватель 14 и подача холодной воды.

Режим вынужденной циркуляции осуществляется за счет нагнетания электронасосом. При работе в режиме вынужденной циркуляции открыты вентили 16, 17, закрыт вентиль 15, включены нагреватель 14, насос 18 и подача холодной воды.

Количество выпаренной жидкости контролируется по стеклянной трубке 23 уровня или отбором малых доз с помощью вентиля 24. Контроль концентрации раствора осуществляется отбором дозы через вентиль 19 и измерением плотности раствора плотномером или способом взвешивания.

В конце эксперимента необходимо слить раствор в бак для хранения. Для этого необходимо: выключить насос, выключить нагреватель, закрыть вентили 16, 17, 19, 24, 27 и 30, открыть вентили 15, 26, 29.

Установка позволяет проводить исследования с помощью компьютера. Измеренные термоизмерительным прибором величины температур сохраняются в виде файла на компьютере.

При проведении лабораторных работ на установке с компьютером необходимо провести следующие работы.

1. При выключенной установке и компьютере соединить COM- порт компьютера с COM- портом термоизмерительного прибора специальным кабелем.
2. Провести подготовку установки к проведению исследований, как было описано выше.
3. Включить компьютер.
4. Запустить файл D:\SOSNA\2sosna.exe.
5. Занести в программу следующие настройки: выбор порта - 1; скорость передачи - 4; количество устройств - 1; логический номер - 1; время ожидания - 1 сек; имя файла - произвольное.

Результаты измерений и их обработки внести в таблицу 5.1.

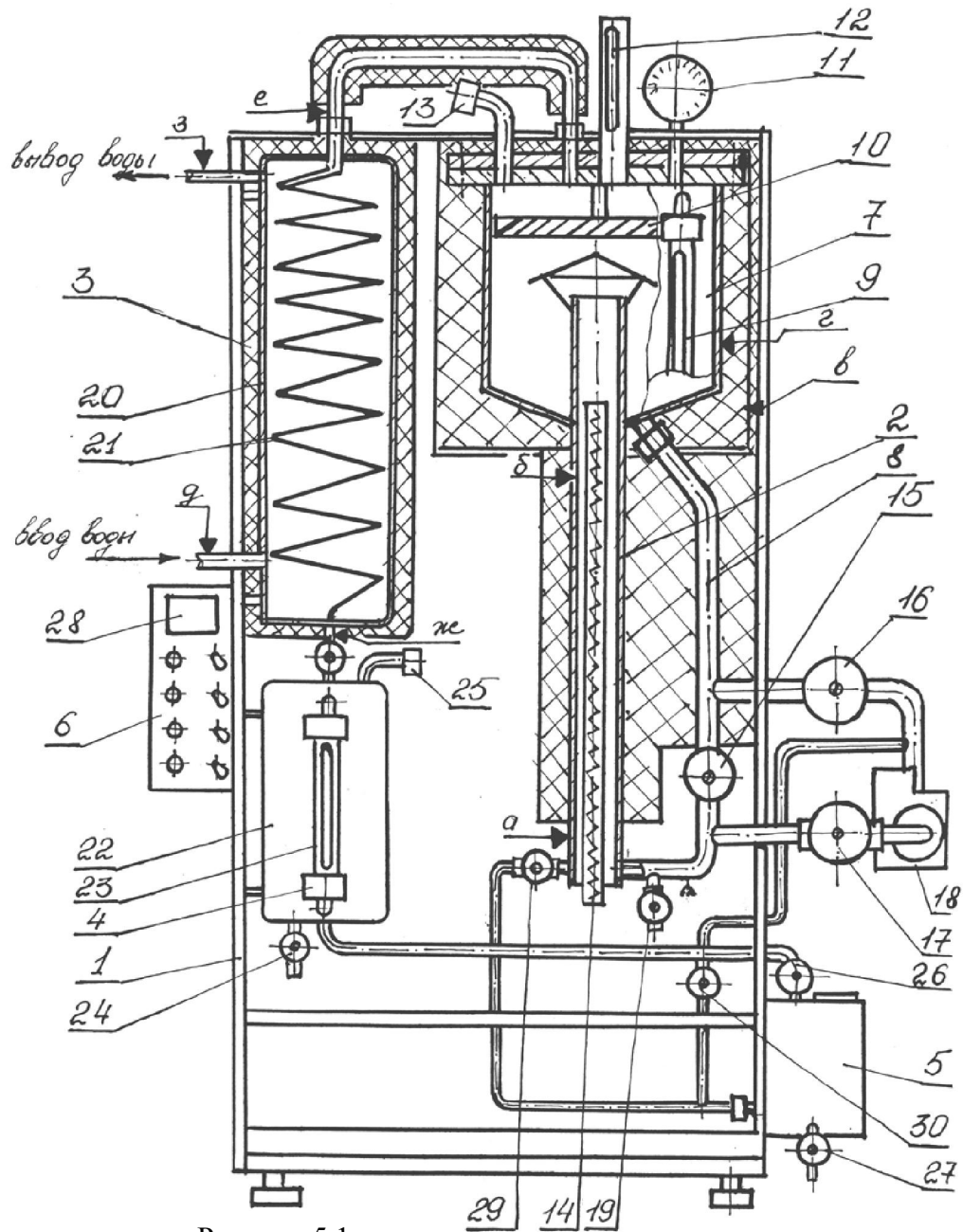


Рисунок 5.1

1-стойка; 2-камера для выпаривания; 3-холодильная камера; 4-бак накопительный; 5-бак для хранения; 6-панель управления; 10-сепаратор; 11-манометр; 12-термометр; 14-нагреватель; 15, 16, 17, 19, 24, 26, 27, 29, 30-клапаны; 18-насос; 28-прибор измерительный;

Таблица 5.1 Результаты испытаний и их обработка

№ п/п	Наименование величины и формулы для расчета	Условные обозначения	Единицы измерения	Данные опыта
1	Предварительно залитый раствор			
	Объем	V_0	л	
	Температура по показанию термометра	t_0	$^{\circ}\text{C}$	
	Плотность	ρ_0	кг/м^3	
	Концентрация	b_0	%	
2	Вторичный пар			
	Количество	$D_{\text{вт}}$	кг/ч	
	Давление	$p_{\text{вт}}$	ата	
	Температура по давлению	$t_{\text{вт}}$	$^{\circ}\text{C}$	
	Температура по показанию термометра	$t_{\text{терм}}$	$^{\circ}\text{C}$	
3	Кипящий раствор			
	Температура по показанию термометра	$t_{\text{раст}}$	$^{\circ}\text{C}$	
4	Раствор после выпаривания			
	Объем	V_2	л	
	Температура по показанию термометра	t_2	$^{\circ}\text{C}$	
	Плотность	ρ_2	кг/м^3	
	Концентрация	b_2	%	
5	Продолжительность испарения			
	Начало испарения	$\tau_{\text{н}}$	ч	
	Окончание испарения	$\tau_{\text{к}}$	ч	
Первичная обработка данных				
1	Масса предварительно залитого раствора $G_0 = V_0 \cdot \rho_0$	G_0	кг	
2	Масса раствора после выпаривания			
	- по объему и плотности $G_2^1 = V_2 \cdot \rho_2$	G_2^1	кг	
	- по изменению концентрации $G_2^{11} = G_0(b_0/b_2)$	G_2^{11}	кг	
3	Масса выпаренной воды			
	- по замеру в сборнике конденсата	W	кг	
	- разность масс раствора до и после выпаривания	W^1	кг	
	- по изменению концентрации раствора $W^{11} = G_0 - G_2^{11}$	W^{11}	кг	
Окончательно принятые величины для дальнейшей обработки				
1	Количество выпаренной воды	W	кг	
2	Раствор после выпаривания			
	- масса	G_2	кг	
	- температура	t_2	$^{\circ}\text{C}$	
	- концентрация	b_2	%	
	- теплоемкость $[C_{\text{сух}} \cdot b_2 + C_{\text{в}} \cdot (100 - b_2)]/100$	c_2	кДж/(кг· $^{\circ}\text{C}$)	
3	Температура кипения раствора	T	$^{\circ}\text{C}$	
4	Вторичный пар			
	- количество	$D_{\text{вт}}$	кг/ч	
	- температура	$t_{\text{вт}}$	$^{\circ}\text{C}$	

№ п/п	Наименование величины и формулы для расчета	Условные обозначения	Единицы измерения	Данные опыта
	- давление по температуре	$p_{вт}$	ата	
	- теплосодержание сухого насыщенного пара	$i_{п}^{11}$	кДж/кг	
5	Поверхность нагрева выпарного аппарата	F	м ²	
6	Продолжительность выпаривания	$\Delta\tau = \tau_k - \tau_n$	ч	
Результаты вычислений				
1	Температурные депрессии			
	- физико-химическая	Δ_1	°С	
	- гидростатическая	Δ_2	°С	
	- гидравлическая	Δ_3	°С	
	Суммарная температурная депрессия	$\Sigma\Delta$	°С	
2	Общая разность температур	$\Delta t_{общ}$	°С	
3	Полезная разность температур $\Delta t_{пол} = \Delta t_{общ} - \Sigma\Delta$	$\Delta t_{пол}$	°С	
4	Тепловой баланс установки			
	Количество теплоты, подведенное к установке	Q^1	кВт	
	Теплота, внесенная раствором	Q_0	кВт	
	Теплота, ушедшая со вторичным паром $Q^{11} = D_{вт} * i_x$	Q^{11}	кВт	
	Количество теплоты, ушедшее с выпаренным раствором $Q_2 = G_2 * C_2 * t_2$	Q_2	кВт	
	Потери теплоты в окружающую среду $Q_5 = (Q^1 + Q_0) - (Q^{11} + Q_2)$	Q_5	кВт	
	Доля теплоты, теряемая в окружающую среду $\eta_5 = Q_5 * 100 / (Q^1 + Q_0)$	η_5	%	
	Коэффициент сохранения теплоты выпарным аппаратом $\eta_n = [(Q^{11} + Q_2) / (Q^1 + Q_0)] * 100$	η_n	%	
4	Коэффициент теплопередачи $k = (\eta_n * Q^1) / (F * \Delta t_{пол})$	k	Вт/(м ² К)	
5	Удельный тепловой поток $q = k * \Delta t_{пол}$	q	Вт/м ²	
6	Количество воды, выпаренной в час $W_0 = W / \Delta\tau = W / 1 = W$	W_0	кг/ч	
7	Напряжение поверхности нагрева $U = W_0 / F$	U	кг/м ² ч	
8	Удельный расход теплоты на 1 кг выпаренной воды $q_1 = Q^1 / W$	q_1	Вт/кг	

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 6

Тема: «Изучение процесса тепломассообмена между воздухом и водой в насадочном скруббере»

Цель работы: Определение средней разности температур между контактирующими фазами и сравнение ее с расчетными значениями. Приобретение навыков в построении процессов осушки и увлажнения воздуха в I, d – диаграмме влажного воздуха

Введение

Аппараты с непосредственным контактом газов и жидкости используют в промышленности для снижения температуры отходящих газов (утилизация их теплоты), в системах кондиционирования воздуха, для очистки газов от жидкой и твердой дисперсных фаз, для выпаривания растворов и т.д.

Скруббер – тепломассообменный аппарат, в котором процессы протекают при непосредственном контакте теплоносителей. Среди аппаратов, предназначенных для осуществления процессов тепло – и массообмена и пылеулавливания, выделяют: полые скрубберы, насадочные скрубберы, барботажные и тарельчатые колонные, скрубберы с подвижным слоем шаровой насадки, трубы Вентури.

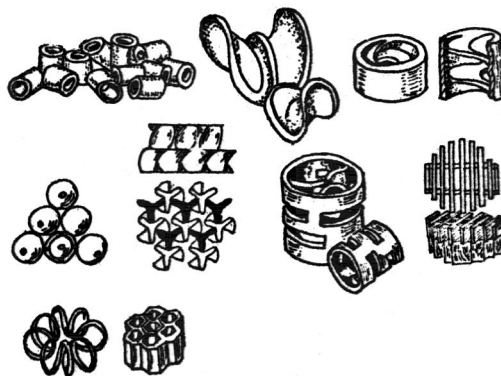


Рисунок 6.1 – Элементы скрубберных насадок

Описание лабораторной установки

Установка (рисунок 6.2) состоит из следующих узлов и элементов:

1. Стойка
2. Корпус скруббера
3. Переходник
4. Воздуховод
5. Душ
6. Сепаратор
7. Воздухонагреватель
8. Вентилятор
9. Водонагреватель ЭВАС – 10/1,6
10. Насос UPS 25 – 60
11. Лампы подсветки
12. Расходомер воды
- 13.– 16. Вентили шаровые
- 14.– 19. Термометры (шкала 0 – 100 °С)
15. Пульт управления

Скруббер (рисунок 6.3) состоит из корпуса 26 и насадки 27. Насадка представляет собой кольца Рашега диаметром 16 мм, высотой 16 мм и толщиной 2 мм, засыпанные навалом (неупорядочено) в корпус, диаметром 200 мм и высотой 300 мм. Внутри скруббера установлены датчики температур (термопары гр. ХК) T_1, T_2, \dots, T_{12} , в соответствии с рисунком 6.3.

Вторичным является измерительный прибор 21 (ИР «Сосна – 002»).

Пульт управления имеет: тумблеры включения сети, измерительного прибора, насоса, ламп подсветки и вентилятора.

Все узлы закреплены на стойке и соединены между собой трубопроводами 22 и запорной арматурой 13, 14, 15, 16 (рисунок 6.2).

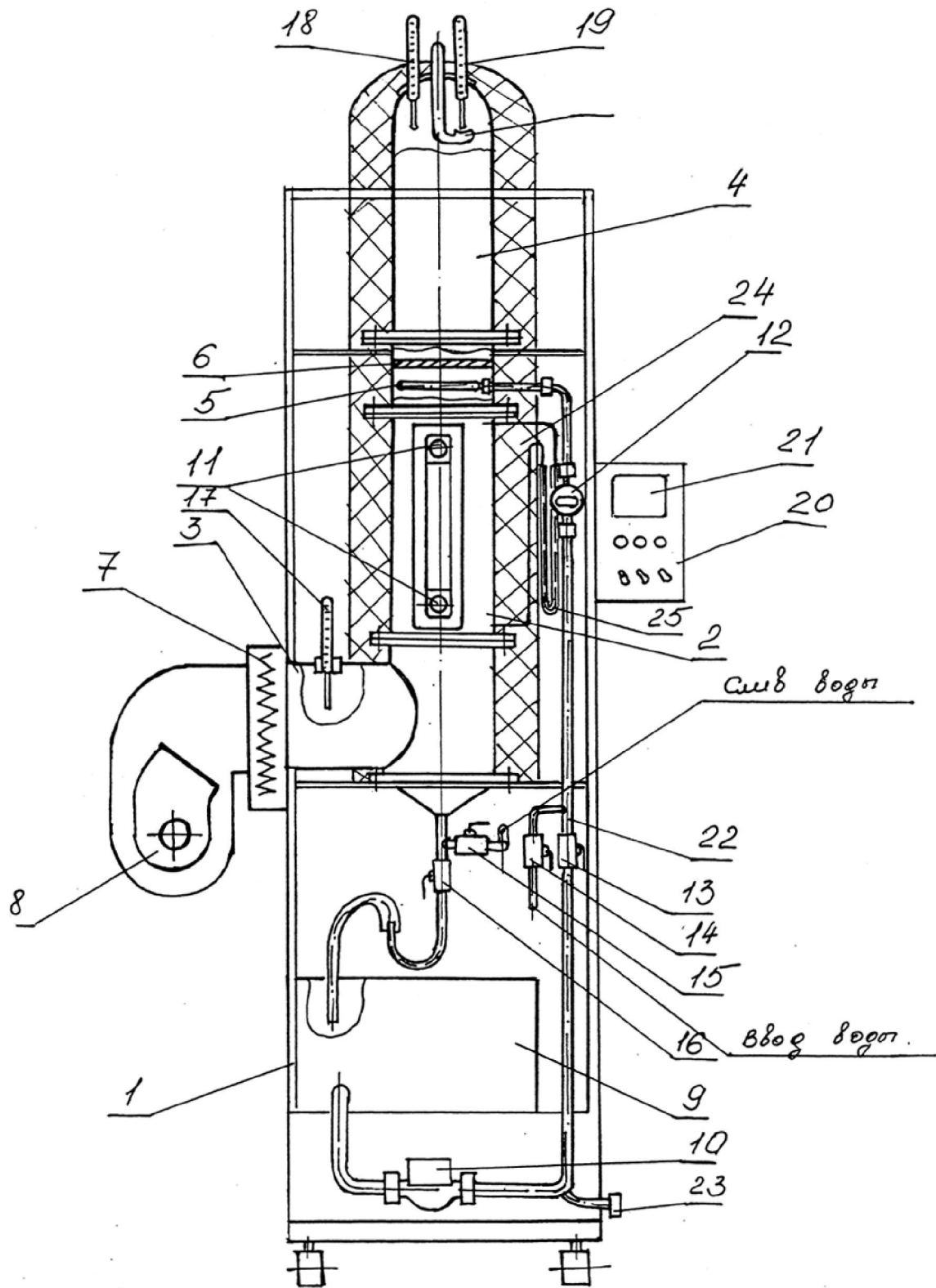


Рисунок 6.2 – Схема экспериментальной установки

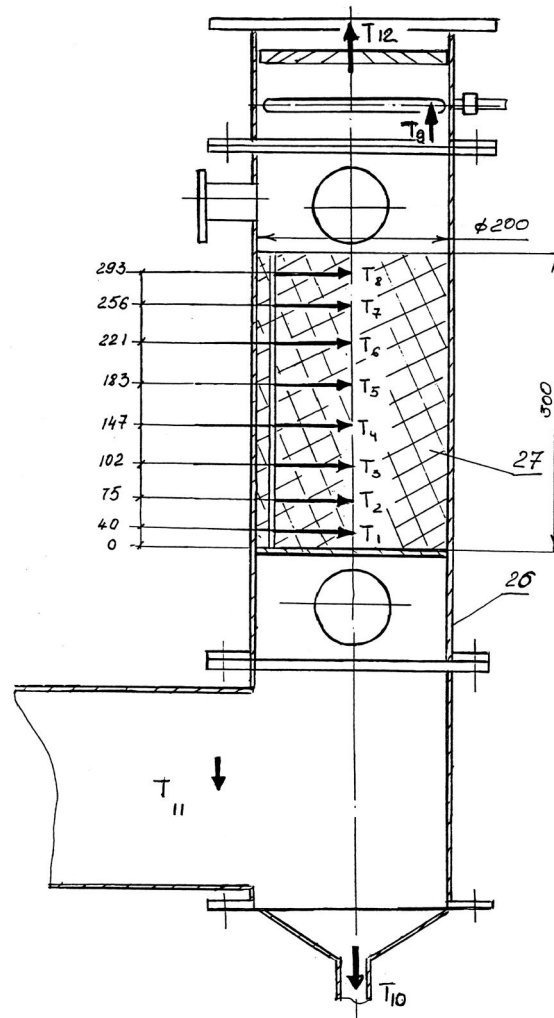


Рисунок 6.3 – Схема установки термопар внутри скруббера

Подготовка установки к работе

Перед началом проведения работ на установке, необходимо произвести следующие действия:

1. Убедиться в надежности крепления рукавов подвода и отвода холодной воды.

Вариант А

2. Проверить вентили:

вентили 13,16 – должны быть открыты

вентили 14,15 – должны быть закрыты

3. "Залить (долить) воду в водонагреватель от 8 л до 10 л (при работе установки с горячей водой и холодным воздухом).

Вариант В

2. ' Проверить вентили:
вентили 13,16 – должны быть закрыты
вентили 14,15 – должны быть открыты
3. " Открыть водопроводный кран на мойке в лаборатории и убедиться в отводе воды (при работе установки с холодной водой и горячим воздухом)
4. Подключить стенд к сети 380 В.

Работа установки

На установке использованы промышленно выпускаемые блоки со следующими характеристиками:

Вентиляторный блок снабжен заслонкой, что позволяет регулировать расход воздуха от 0 до 200 м³/ч.

Воздухонагреватель имеет два режима по мощности – 1 кВт и 2 кВт. При этом терморегулятор позволяет регулировать температуру воздуха от температуры окружающей среды до 80 °С.

Насос UPS 25 – 60 позволяет обеспечивать расход воды в установке от 0,5 л/мин до 2 л/мин.

Водонагреватель снабжен нагревательным элементом мощностью 1,6 кВт и терморегулятором, который обеспечивает регулируемый нагрев воды от 0 до 80 °С.

Установка при помощи кранов 14 и 15 (рисунок 6.2) может быть подключена к водопроводной сети, при этом необходимо установить максимальный расход воды в умывальнике не более 3,5 л / мин.

Расход воды может регулироваться вентилями 13 и 14, а так же переключателем на насосе UPS 25 – 60 (три режима) и регистрируется на счетчике воды 12.

Температура по высоте насадки (рисунок 6.3) измеряется хромель – копельными (ХП) термопарами в точках $T_1...T_8$, температура воды на входе T_9 , температура воды на выходе T_{10} , температура воздуха на входе T_{11} , температура воздуха на выходе T_{12} . Кроме того, температура входящего воздуха измеряется термометром 17 (сухой термометр), температура выходящего воздуха измеряется термометром 18 (сухой термометр) и термометром 19 (мокрый термометр) (рисунок 6.2).

Для слива воды из установки имеется штуцер 23.

Для уменьшения теплопотерь установлена теплоизоляция 24.

Для измерения перепада давления на насадке установлен дифференциальный манометр 25.

Лабораторная установка может работать в нескольких режимах:

а) теплообмен между нагретым воздухом и холодной водой из водопроводной сети на насадке скруббера;

б) теплообмен между холодным воздухом и горячей водой из водонагревателя на насадке скруббера;

в) теплообмен между нагретым воздухом и нагретой водой на насадке скруббера.

Температура измеряется с помощью преобразователей термоэлектрических ТХК –1199 и регистрируется на приборе «Сосна – 002», при нажатии клавиши в ручном режиме или автоматически.

Установка позволяет производить исследования с помощью компьютера.

Измеренные термоизмерительным прибором показания датчиков ТХК – 1199 сохраняются в виде файла и одновременно отображаются на экране.

При проведении лабораторной работы на установке с компьютером необходимо:

- при включенных установке и компьютера соединить СОМ– порт компьютера с СОМ – портом прибора «Сосна – 002» специальным кабелем;
- провести подготовку установки согласно настоящей инструкции при проведении лабораторной работы;

- включить компьютер;
- запустить файл: D:\UISk \ UISk .exe;
- ввести имя файла, например, лаб/Иванов.

Результаты испытаний

Рассмотрим процесс тепло – и массообмена в насадочном скруббере при противоточном движении воздуха и воды. По условию задачи известны параметры воздуха на входе (I' , t' , d'), расход воздуха L и охлаждающей воды G_w , а также температура воды на входе t'_g и выходе t''_g . Необходимо определить теоретические параметры воздуха на выходе из скруббера, построить процесс увлажнения (осушки) в I, d – диаграмме. И сравнить данные расчетные и полученные в результате испытания скруббера. Результаты испытаний вносим в таблицу 6.1.

Обработка результатов испытаний

В уравнении теплового баланса скруббера

$$L \cdot I' + C_g \cdot C_g \cdot t'_g = L \cdot I'' + (G_g \pm \Delta W) \cdot C_g \cdot t''_g \quad (6.1)$$

количеством влаги, сконденсировавшейся из воздуха, пренебрегаем, т.к. $\Delta W \ll G_g$.

Для построения на I, d – диаграмме процесса сушки (увлажнения) весь аппарат по высоте насадки разбивается на n участков.

Тем самым весь перепад энтальпии $I' - I''$ разбивают на n участков; $I' - I'' = n \Delta I$, где ΔI – перепад энтальпий на каждом участке. Следовательно, значения I в промежуточных секциях можно определить так: в I промежуточном сечении энтальпия равна $I^I = I' - \Delta I$, во II сечении $I^{II} = I' - 2\Delta I$, в i -м сечении $I^i = I' - i\Delta I$.

Для каждого участка скруббера, находящегося между двумя соседними сечениями можно составить уравнение теплового баланса. Так, например, для участков I и II, соответственно,

$$LI' + G_{\text{в}} \cdot c_{\text{пв}} \cdot t_{\text{в}}^I = G_{\text{в}} \cdot c_{\text{пв}} \cdot t_{\text{в}}'' + L \cdot I^I \quad (6.2)$$

$$LI^I + G_{\text{в}} \cdot c_{\text{пв}} \cdot t_{\text{в}}^{II} = G_{\text{в}} \cdot c_{\text{пв}} \cdot t_{\text{в}}^I + L \cdot I^{II} \quad (6.3)$$

В этих уравнениях $t_{\text{в}}^I$ и $t_{\text{в}}^{II}$ - температура воды соответственно в I и II сечениях. Из уравнения (6.2) определяют неизвестную температуру воды $t_{\text{в}}^I$, зная которую, по уравнению (6.3) находят $t_{\text{в}}^{II}$. Аналогично можно составить уравнения теплового баланса для следующих участков и определить температуру воды в каждом промежуточном сечении.

Процесс осушки (увлажнения) строится по ступеням на I, d – диаграмме следующим образом. На диаграмму наносят точку А, соответствующую начальным параметрам воздуха, а также линии энтальпии I^I, I^{II}, \dots, I^n в каждом сечении. Далее на линии $\varphi = 100\%$ отмечают значения температуры воды в каждом сечении $t_{\text{в}}'', t_{\text{в}}^I, t_{\text{в}}^{II}, \dots, t_{\text{в}}^n$. На первом участке воздух с параметрами в точке А смешивается с водой, имеющей $\varphi = 100\%$ и $t_{\text{в}} = t_{\text{в}}''$. Далее через точку А проводят линию смешения и при пересечении с линией $I = \text{const}$ получают точку Q_1 , характеризующую параметры воздуха в этом промежуточном сечении. Для последующих участков рассуждения аналогичны.

В процессах осушки и увлажнения воздуха температуры теплоносителей по длине аппарата изменяются по сложным соотношениям. Поэтому использование в расчетах логарифмического температурного напора между теплоносителями может привести к большой погрешности. Для определения средней разности температур между теплоносителями в этом случае рекомендуется формул

$$\Delta t = 1 / \sum \frac{\delta}{\Delta t_{\text{пром}}} \quad (6.4)$$

где ϵ – отношение изменения температуры воздуха в ступени к полному изменению его температуры в смесительном аппарате, например, $\epsilon^I = \frac{t' - t_{a1}}{t' - t''}$;

$$\epsilon^{II} = \frac{t_{a1} - t_{a2}}{t' - t''} \text{ и т.д.};$$

$\Delta t_{\text{пром.}}$ – разность температур между теплоносителями для одной ступени, на-

пример, $\Delta t_{\text{пром.}}^I = \frac{t' + t_{a1}}{2} - \frac{t'' + t_{a1}^I}{2}$; $\Delta t_{\text{пром.}}^{II} = \frac{t_{a1} + t_{a2}}{2} - \frac{t_{a1}^I + t_{a2}^{II}}{2}$ и т.д.

По окончании построения процесса в I,d – диаграмме, на нее наносятся значения температур, замеренные в результате испытаний.

Рассчитывается значение Δt по формуле (6.4) и средне логарифмическая разность температур

$$\Delta t_{\text{ср.лог}} = \left[(\Delta t_{\delta} - \Delta t_M) / \ln \left(\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_M} \right) \right], \quad (6.5)$$

а также расхождение между ними

$$\delta = \left(\frac{\Delta t - \Delta t_{\text{ср.лог.}}}{\Delta t} \right) \cdot 100\% \quad (6.6)$$

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 7

Тема: «Исследование зависимости физико-химической температурной депрессии от концентрации раствора»

Цель работы: Сравнение процессов кипения чистой воды и раствора. Определение физико-химической температурной депрессии и исследование ее зависимости от концентрации раствора.

Введение

Выпариванием называется процесс концентрирования растворов, заключающийся в удалении растворителя посредством испарения или кипения.

При кипении растворов нелетучих веществ (например: глицерина, едкого натра, поваренной соли, аммиачной селитры и др.) в паровую фазу переходит только растворитель. При этом по мере испарения растворителя и удаления его в виде паров концентрация раствора, то есть содержание в нем растворенного нелетучего вещества, повышается.

В промышленности выпаривают преимущественно водные растворы различных веществ.

Температура кипения раствора выше температуры кипения чистого растворителя при одинаковом давлении. Например, вода кипит при атмосферном давлении при температуре 100°C, так как давление ее насыщенных паров при этой температуре составляет 0,1 МПа. Тогда как 70%-ный водный раствор аммиачной селитры NH_4NO_3 при том же атмосферном давлении закипит при температуре 120°C. Однако, образующиеся из этого раствора водяные пары будут иметь ту же температуру, что и в случае кипения чистой воды, то есть около 100°C.

Разность между температурами кипения раствора $t_{\text{кин}}$ и чистого растворителя θ называется физико-химической температурной депрессией

$$\Delta_1 = t_{\text{кин}} - \theta \quad (7.1)$$

Физико-химическая температурная депрессия зависит от свойств растворенного вещества и растворителя (то есть вида раствора); она повышается с увеличением концентрации раствора и давления. Определяется Δ_1 опытным путем. Справочные данные приводят величину Δ_1 при атмосферном давлении.

Для определения Δ_1 при давлениях отличных от атмосферного можно воспользоваться формулой профессора И.А.Тищенко:

$$\Delta_1 = 0,013622 \frac{T^2}{r} \Delta_1^{атм}, \quad (7.2)$$

где T - абсолютная температура кипения воды при заданном давлении, К;
 r - теплота парообразования воды при давлении выпаривания, кДж/кг.

Кроме физико-химической температурной депрессии при расчете выпарных установок необходимо учитывать также гидростатическую Δ_2 и гидравлическую Δ_3 температурные депрессии.

Гидростатической температурной депрессией называется разность между температурами кипения нижних и верхних слоев раствора, обусловленная гидростатическим давлением жидкости на нижние слои. Если, например, нагревать при атмосферном давлении воду до температуры кипения в трубе высотой 10 м, то верхний слой воды закипит при температуре $\sim 100^\circ\text{C}$, а нижний, находящийся под давлением 0,2 МПа, – при температуре $\sim 120^\circ\text{C}$. В данном случае гидростатическая депрессия изменяется по высоте трубы от 0°C (вверху) до 20°C (внизу). В промышленных выпарных аппаратах величина гидростатической депрессии в среднем составляет 3...5 $^\circ\text{C}$.

Гидравлической температурной депрессией называется снижение температуры кипения раствора или насыщенного пара, вызванное понижением давления вследствие потерь на трение и местные потери в трубопроводах выпарной установки. В практических расчетах ее принимают равной 0,5...1 $^\circ\text{C}$ для каждого корпуса выпарной установки.

Ход работы

С помощью мерного стакана и весов в трех стеклянных колбах (1) приготавливают растворы поваренной соли в воде различных концентраций (0; 10 и 20%). Каждая колба закрывается резиновой пробкой, имеющей отверстие для выхода паров. В пробках установлены по два термометра, расположенные на различной высоте так, чтобы один (2) погружался в раствор, а ртутный шарик другого (3) находился в пространстве над раствором.

Колбы устанавливаются на электроплитки (4) и растворы в них нагреваются до кипения (рисунок 7.1). Когда растворы закипят, необходимо снять показания термометров и результаты внести в таблицу 7.1.

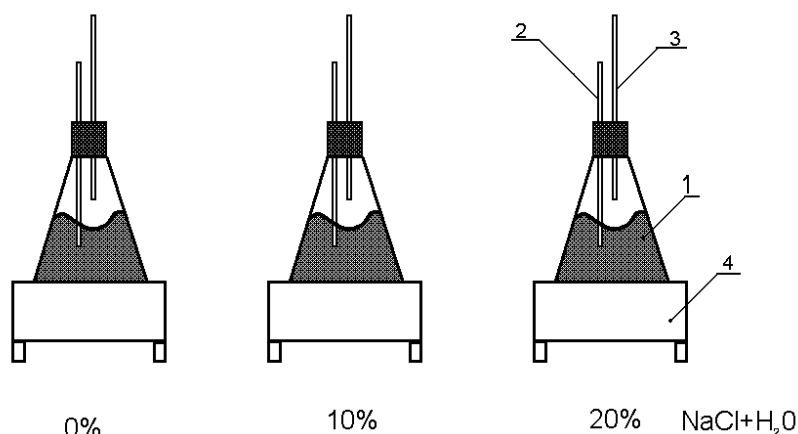


Рисунок 7.1 – Схема экспериментальной установки по определению зависимости физико-химической температурной депрессии от концентрации раствора

Таблица 7.1 - Результаты эксперимента

Концентрация раствора, %	0	10	20
Температура кипения раствора $t_{кип}$, °C			
Температура паров воды θ , °C			
Физико-химическая температурная депрессия Δ_1 , °C			

Величина физико-химической температурной депрессии определяется из выражения (7.1).

На основании результатов эксперимента строится график зависимости физико-химической депрессии от концентрации раствора b $\Delta_1 = f(b)$, и сравнить ее со справочной.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 8

Тема: «Исследование процесса дистилляции»

Цель работы: Изучение простейшего термического процесса разделения жидких смесей на их составные части, называемого однократной дистилляцией.

Введение

Бинарные жидкие смеси можно разделить на три группы:

1. смеси с практически взаимно нерастворимыми компонентами;
2. смеси с компонентами, растворимыми один в другом полностью;
3. смеси с частично растворимыми компонентами.

Рассмотрим свойства бинарных смесей (растворов) с взаимно растворимыми компонентами.

Кипящая смесь с взаимно растворимыми компонентами подчиняется закону Рауля: парциальное давление пара каждого компонента в паровой смеси над кипящей при какой-либо температуре жидкой смесью равно давлению насыщенного пара этого компонента, кипящего в чистом виде при той же температуре, умноженному на молярную долю этого компонента в жидкой смеси.

Математически закон Рауля можно выразить в виде

$$p_a = P_a x_a, \quad (8.1)$$

где p_a - парциальное давление пара компонента a над кипящей смесью; x_a - молярная доля этого компонента в жидкой смеси; P_a - давление насыщенного пара компонента a при температуре кипения смеси.

Под молярной долей компонента подразумевается отношение числа молей его в смеси к суммарному числу молей обоих компонентов. Если в бинарной смеси вещество с молярной массой μ_a находится в количестве $a_{жс}$, % от массы, а вещество с молярной массой μ_b в количестве $b = 100 - a_{жс}$, %, то молярные доли компонентов смеси определяются по формулам

$$x_a = \frac{\frac{a_{жс}}{\mu_a}}{\frac{a_{жс}}{\mu_a} + \frac{100 - a_{жс}}{\mu_b}}; \quad x_b = \frac{\frac{100 - a_{жс}}{\mu_b}}{\frac{a_{жс}}{\mu_a} + \frac{100 - a_{жс}}{\mu_b}}; \quad (8.2)-(8.3)$$

причем
$$x_a + x_b = 1 \quad (8.4)$$

Молярные доли можно выражать также в процентах.

Аналогичное уравнение для компонента b

$$p_b = P_b x_b = P_b (1 - x_a). \quad (8.5)$$

Полное давление пара над жидкостью равно сумме парциальных давлений обоих компонентов

$$P = p_a + p_b = P_a x_a + P_b (1 - x_a) \quad (8.6)$$

Молярная доля компонента a в парах

$$y_a = \frac{p_a}{p_a + p_b} = \frac{P_a x_a}{P} \quad (8.7)$$

Молярные доли летучего и нелетучего компонента в парах можно определить по формулам

$$y_a = \frac{\frac{a_n}{\mu_a}}{\frac{a_n}{\mu_a} + \frac{100 - a_n}{\mu_b}}; \quad y_b = \frac{\frac{100 - a_n}{\mu_b}}{\frac{a_n}{\mu_a} + \frac{100 - a_n}{\mu_b}}; \quad (8.8)-(8.9)$$

Обычно расчеты ведутся по летучему компоненту, поэтому пользуются формулами (8.2) и (8.8) и индекс a опускается.

Равновесные составы жидкости x и пара y в молярных долях (в %) и температуры кипения, °С, при атмосферном давлении для различных бинарных смесей с взаимно растворимыми компонентами приводятся в таблицах в специальной литературе (таблице 8.1).

Рисунок 8.1 – Равновесные составы жидкости x , пара y в мольных массовых долях, % (в числителе) и температура кипения t , °C (в знаменателе) бинарных смесей при $1,013 \cdot 10^5$ Па

Смесь	x												Азеотропная смесь
	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	
Азотная кислота — вода	0	0,3	1	5	16	46	83	95,5	98,7	99,5	99,9	100	38,3
Аммиак — вода (при $0,98 \cdot 10^5$ Па)	100	103,5	108,6	117,5	121,4	121,6	116	101,5	91,7	87,5	85,6	85,4	121,9
Ацетон — бензол	0	49	72	89,3	97,6	99,2	100	100	100	100	100	100	—
Ацетон — вода	99,1	82,5	69,8	48	29,2	11,8	—4	—16,5	—24,5	—29,5	—32	—33,7	—
Ацетон — метиловый спирт	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100	—
Ацетон — этиловый спирт	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1	—
Бензол — толуол	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100	—
Бензол — уксусная кислота	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59,0	58,2	57,5	56,9	—
Вода — уксусная кислота	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	—	100	80
Изопропиловый спирт — вода	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56,0	55,3	55,05	—	56,1	55,05
Метиловый спирт — бензол	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100	—
Метиловый спирт — вода	78,3	75,4	73,0	69,0	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58,0	57,0	56,1	—
Метиловый спирт — этиловый спирт	0	11,5	21,4	38,0	51,1	61,9	71,2	79,0	85,4	91,0	95,9	100	—
Муравьиная кислота — уксусная кислота	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2	—
Сероуглерод — ацетон	0	26,0	42,0	59,0	68,6	75,0	79,0	83,0	88,0	92,5	97,0	100	97,5
Сероуглерод — четыреххлористый углерод	118,7	111,4	105,8	99,0	94,0	90,3	88,0	85,7	83,5	82,0	80,8	80,2	80,0
Толуол — уксусная кислота	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53,0	62,6	71,6	79,5	86,4	93,0	100	—
Толуол — четыреххлористый углерод	118,7	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100	—
Уксусная кислота — вода	0	48,5	53,0	60,0	64,0	66,5	68,0	68,4	70,0	77,0	83,0	100	68,5
Уксусная кислота — метиловый спирт	100	84,4	82,5	81,2	81,0	80,6	80,5	80,4	80,5	81,0	82,3	82,4	80,4
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	38,5	50,0	56,0	58,0	59,0	60,0	61,0	62,0	66,0	75,0	100	61,4
Уксусная кислота — толуол	80,2	66,9	61,1	58,6	58,0	57,8	57,7	57,6	57,6	58,0	59,6	64,9	57,6
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87,0	91,5	95,8	100	—
Уксусная кислота — толуол	100	92,3	87,7	81,7	78,0	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66,0	64,5	—
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,3	100	—
Уксусная кислота — толуол	78,3	77,2	76,5	75,0	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,2	65,9	64,9	—
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	8,0	14,6	26,0	38,0	48,5	57,6	66,0	74,6	83,6	92,2	100	—
Уксусная кислота — толуол	118,1	116,0	115,4	112,8	110,7	108,8	107,0	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8	—
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	19,0	29,0	46,0	53,3	52,5	60,5	61,0	68,0	72,2	78,0	100	61,0
Уксусная кислота — толуол	56,2	51,2	48,3	43,5	41,3	40,3	39,6	39,3	39,3	39,6	40,9	46,3	39,3
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	13,2	24,0	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,8	90,1	95,0	100	—
Уксусная кислота — толуол	76,7	73,7	71,0	66,0	62,3	59,0	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3	—
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	15,5	25,5	37,2	46,0	54,1	57,0	61,5	66,5	71,8	81,0	100	62,7
Уксусная кислота — толуол	118,1	113,3	108,9	105,6	103,3	101,7	100,8	100,6	100,6	100,9	102,6	100,8	100,6
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	6,5	12,6	27,2	41,0	54,6	66,0	74,6	83,0	90,5	96,2	100	—
Уксусная кислота — толуол	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71,0	68,7	65,7	61,5	—
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	21,0	33,0	48,0	54,0	56,5	58,8	62,0	65,8	72,2	82,3	100	63,0
Уксусная кислота — толуол	77,9	73,7	70,8	67,2	65,3	69,6	64,0	63,6	64,0	65,6	68,5	75,9	63,6
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	14,4	28,7	50,6	65,4	77,0	85,6	92,0	96,1	98,9	99,8	100	—
Уксусная кислота — толуол	118,1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	77,1	—
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	18,0	28,6	36,8	40,5	43,5	46,5	49,5	53,5	60,0	71,0	100	44,8
Уксусная кислота — толуол	79,7	74,3	71,0	69,0	68,2	67,8	67,8	68,3	68,9	70,1	71,6	78,1	67,8
Уксусная кислота — этиловый спирт	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100	89,4
Уксусная кислота — толуол	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80,0	79,4	79,0	78,6	78,4	78,4	78,15

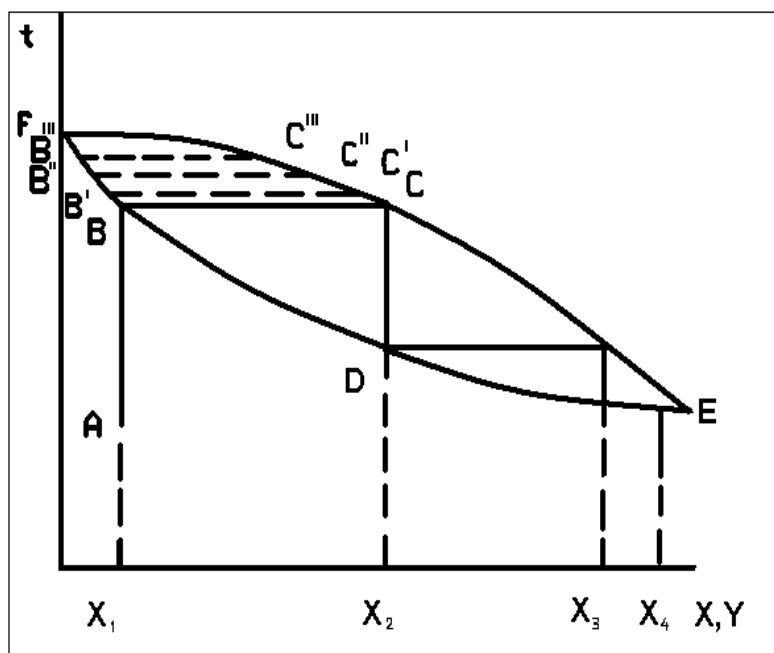


Рисунок 8.1 – Фазовая t - x, y - диаграмма бинарной смеси взаимно растворимых компонентов

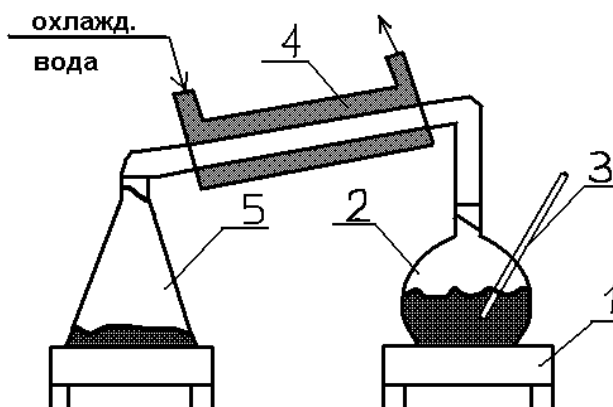


Рисунок 8.2 – Схема экспериментальной установки однократной дистилляции

1 – электронагреватель; 2 – колба с раствором (этиловый спирт - вода); 3 – термометр; 4 – конденсатор; 5 –

Графически связь между температурой кипения жидкой смеси (летучего и нелетучего компонентов), составом жидкости и составом получающихся паров при заданном давлении выражается фазовой диаграммой.

По оси абсцисс откладываются молярные доли летучего компонента в жидкости (x) и в паре (y); по оси ординат – температуры t . Откладывая по оси ординат температуры кипения t_1, t_2, t_3, \dots для смесей состава x_1, x_2, x_3, \dots и

соединяя точки плавной кривой, получаем линию кипящей жидкости. А откладывая по оси абсцисс составы паров y_1, y_2, y_3, \dots соответствующие температурам t_1, t_2, t_3, \dots и соединяя точки, получаем линию сухого пара или конденсации (рисунок 8.1).

Из диаграммы ясно, что содержание легкокипящего компонента в парах больше, чем в жидкости ($y > x$). Точки E и F соответствуют температурам кипения чистых компонентов при заданном давлении.

Дистилляцией называют перегонку смеси с полной конденсацией полученных паров. Дистилляция может производиться в установках непрерывного и периодического действия.

Бинарная взаимно растворимая смесь с концентрацией x поступает в подогреватель с параметрами, соответствующими точке A (рисунок 8.1), и подогревается до состояния кипения, соответствующего точке B. При кипении получают пары смеси, соответствующие точке C. Далее эти пары с концентрацией y поступают в конденсатор. Конденсация паров бинарной смеси протекает при $y = \text{const}$, но с понижением ее температуры. Если осуществить 2-х (или более) ступенчатую дистилляцию, то после этого дистиллят поступает во вторую ступень дистилляционной установки, где аналогичным образом получают пары с более высокой концентрацией.

В случае, когда дистилляция происходит в установке периодического действия, содержание летучего компонента в исходной жидкости постепенно уменьшается, причем дальнейшая перегонка как в кипящей жидкости (B', B'', B'''), так и получаемых из нее паров (C', C'', C''') идет при увеличивающейся температуре.

Содержание летучего компонента в парах, все время уменьшаясь, становится равным его первоначальному содержанию в кипящей жидкости, а затем становится еще меньше (точка C'''). С этого момента дальнейшая перегонка смеси становится нецелесообразной.

Простая однократная дистилляция в промышленных условиях применяется в тех случаях, когда не требуется полного разделения смеси на компоненты или когда точки кипения отдельных компонентов далеки друг от друга настолько, что содержание легкокипящего компонента в парах очень велико по сравнению с содержанием его в жидкости.

Методика выполнения работы

Колба 2 (рисунок 8.2) на 2/3 объема заполняется раствором этилового спирта и воды произвольной концентрации, устанавливается на электронагреватель. Собирается установка, пускается охлаждающая вода в конденсатор, включается электронагреватель. Раствор нагревается, закипает, начинается процесс дистилляции. Определяется температура кипения раствора в момент начала процесса дистилляции.

Строится фазовая диаграмма бинарной смеси этиловый спирт-вода. Для этого из таблицы 8.2 выписываются 8-10 значений температуры кипения смеси, а также массовые содержания летучего в жидкой ($a_{ж}$) и в паровой ($a_{п}$) фазах. Затем по формулам (8.2) и (8.8) подсчитываются значения мольных долей летучего в жидкости и в паре (x и y). Результаты вносятся в таблицу 8.3, по которым строится фазовая диаграмма.

На фазовой диаграмме изображается процесс подогрева исходной смеси от начальной температуры до состояния кипения и процесс дистилляции этой смеси. Определяются по диаграмме мольные концентрации летучего в исходной жидкой смеси и в парах, равновесных данной смеси.

Таблица 8.2 - Зависимость температуры кипения раствора этиловый спирт-вода от содержания летучего компонента в жидкости и в паре

$t, ^\circ\text{C}$	$a_{ж}, \%$	$a_{п}, \%$
100,00	0	0
98,75	1	9,5
97,65	2	19,3
96,65	3	27,1

$t, ^\circ\text{C}$	$a_{\text{ж}}, \%$	$a_{\text{п}}, \%$
95,80	4	33,4
94,95	5	38,0
93,05	7,5	46,4
91,45	10	52,0
88,95	15	59,5
87,15	20	64,8
86,75	25	68,6
84,65	30	71,4
83,75	35	73,3
83,10	40	74,7
82,45	45	75,9
81,90	50	77,1
81,45	55	78,2
81,00	60	79,4
80,60	65	80,7
80,20	70	82,2
79,80	75	83,9
79,35	80	85,9
78,95	85	88,3
78,50	90	91,3
78,42	91	91,5

Таблица 8.3 – Результаты расчета

№ пп	$t_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	$a_{\text{ж}}, \%$	$a_{\text{п}}, \%$	x	y
1					
2					
3					
...					
10					

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 9

Тема: «Испытание аппарата четкой ректификации»

Цель работы: Изучение процесса ректификации, определение числа тарелок ректификационной колонны.

Введение

Для достижения наиболее полного разделения смеси на компоненты применяют более сложный, нежели дистилляция, вид перегонки – ректификацию.

Процесс ректификации осуществляется в установках, где происходит нагрев, испарение смеси, а затем многократный тепло - и массообмен между жидкой и паровой фазами в противоточном их взаимодействии. При этом легкокипящий компонент переходит из жидкой фазы в паровую, а высококипящий - из паровой в жидкую.

На рисунках 9.1 и 9.2 представлены принципиальная схема ректификационной колонны и процесс ректификации на $t, x-y$ – диаграмме.

В перегонном кубе происходит испарение бинарной смеси 1. Пары смеси 2 поднимаются в ректификационной колонне вверх, а навстречу им из дефлегматора III (через сепаратор IV) стекает флегма - жидкая бинарная смесь состояния 5. Пары состояния 2 взаимодействуют на первой тарелке с флегмой состояния 5, в результате образуются новые пары состояния 4 и флегма состояния 3. Пары на выходе из ректификационной колонны, имеющие параметры точки 8 на $t, x-y$ – диаграмме, поступая в дефлегматор, частично конденсируются за счет теплоты, отдаваемой воде, которая циркулирует в дефлегматоре (процесс идет по линии 8- C_1). Парожидкостная эмульсия с параметрами, соответствующими точке C_1 поступает в сепаратор, где происходит отделение пара с параметрами точки 10 от жидкости (флегмы), параметры которой определяются точкой 9. Отсепарированный пар поступает в конденсатор V, где он полностью

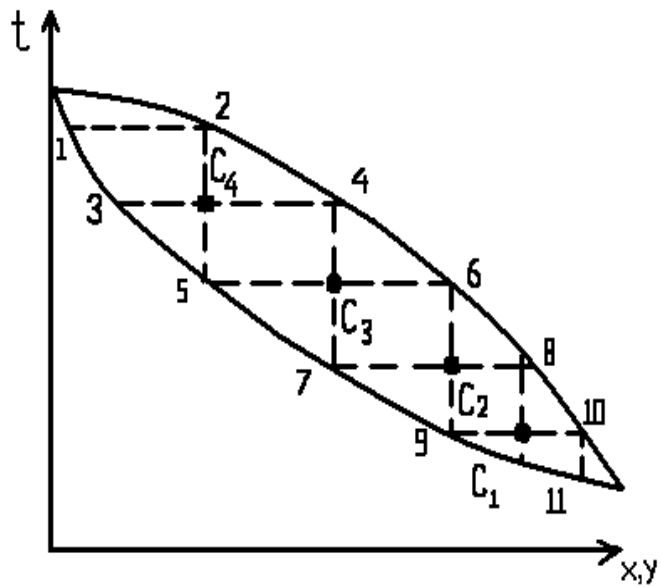
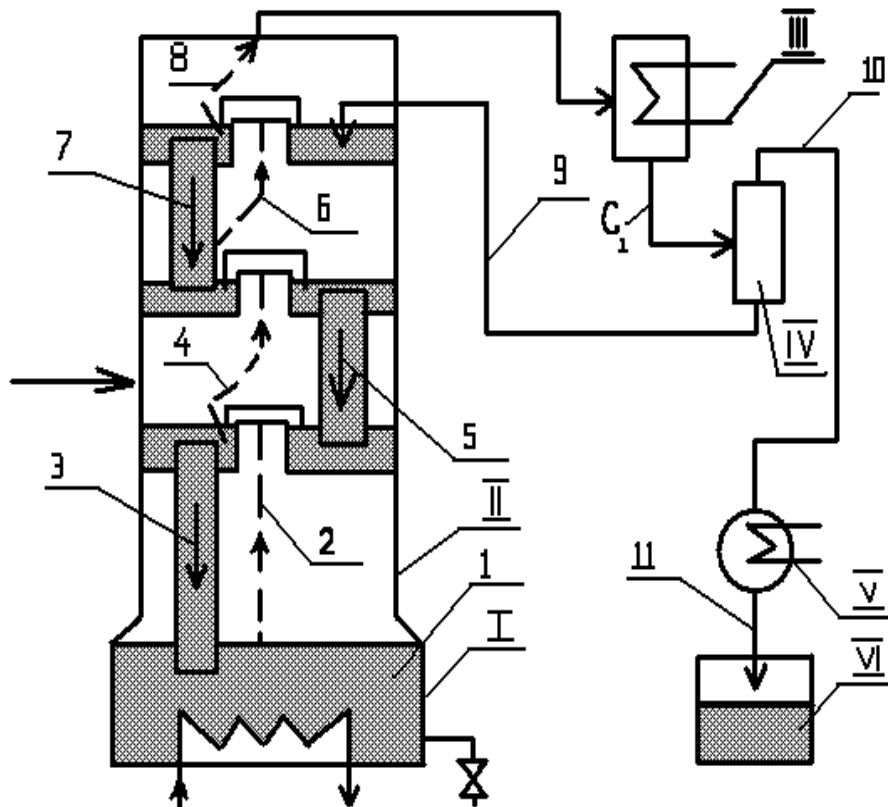
Рисунок 9.1 - Процесс ректификации на t, x, y - диаграмме.

Рисунок 9.2 - Принципиальная схема ректификационной колонны.



конденсируется до состояния точки 11 и в виде готового продукта (ректификата) поступает в сборный бак VI.

Процесс тепло- и массообмена на верхней тарелке происходит следующим образом: жидкость (флегма), получающаяся в сепараторе, с параметрами точки

9 вступает в контакт с парами состояния точки 6, поступающими с предшествующей по ходу пара нижней тарелки, при этом происходит частичная конденсация паров до состояния C_2 и последующая их сепарация. В результате образуется пар состояния 8 и флегма состояния 7. Эта флегма по опускной трубе сливается на нижнюю тарелку и вступает в контакт с парами состояния 4. После сепарации образуется флегма состояния 5 и пары состояния 6 и т.д.

Количество флегмы (кг), приходящееся на 1 кг пара в любом рассматриваемом сечении колонны, называется флегмовым числом.

Ректификационные установки бывают периодического и непрерывного действия.

Описание экспериментальной установки

Основными элементами лабораторной установки непрерывной ректификации являются: ректификационная колонна, дефлегматор, приемник, колба, электронагреватель, приборы автоматического контроля и пульт управления (рисунок 9.3).

Колонна 1 представляет собой стеклянную трубку диаметром $d = 50$ мм, заполненную на высоте 1400 мм спиральной насадкой из нихрома. Колонна окружена стеклянным кожухом – экраном, предназначенным для компенсации тепловых потерь колонны.

Для компенсации напряжений, возникающих в стекле из-за разности температур трубки и наружного кожуха, нижняя часть трубки выполнена в виде двойной спирали высотой 100 мм.

Между внутренней трубкой и стеклянным кожухом помещен экран, представляющий собой цилиндр, свернутый из никелевой ленты толщиной 0,12 мм, скрепленной при помощи точечной сварки.

В верхней части колонны (в головке), в месте отбора дистиллята, впаян стеклянный карман, омываемый дистиллятом. Карман закрывается пришлифованной пробкой с вакуумным кожухом для уменьшения потерь тепла в месте

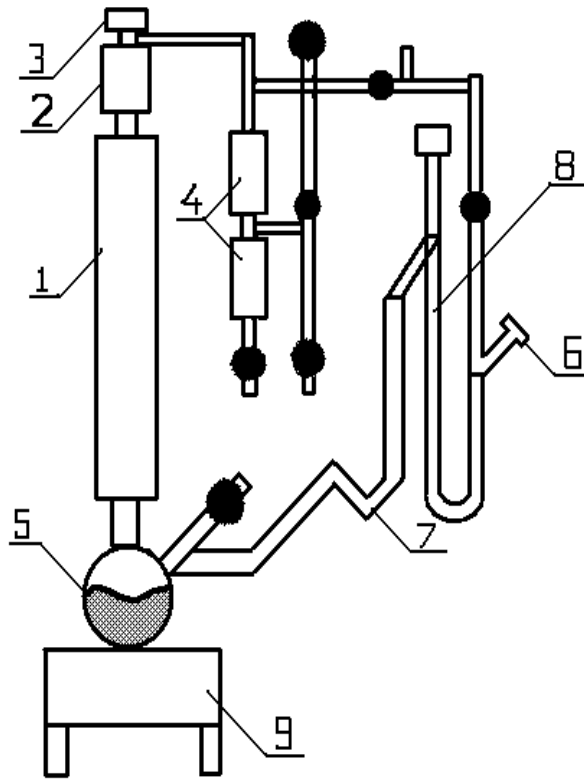


Рисунок 9.3 - Принципиальная схема экспериментальной установки

- 1 - колонна;
- 2 - дефлегматор-холодильник;
- 3 - катушка электромагнитного клапана;
- 4 - приёмник;
- 5 - колба;
- 6,8 - манометр;
- 7 - змеевик;
- 9 - электронагреватель.

соединения пробки и колонны. В пробку впаивается хромель-копелевая термопара, которая градуируется вместе с потенциометром. В верхней части колонны впаивается трубка, по которой дистиллят поступает в приемник.

Дефлегматор-холодильник. Пары из колонны поступают в дефлегматор-холодильник 2. Холодильник окружен вакуумной рубашкой для уменьшения потерь тепла. В верхней части дефлегматора-холодильника имеется трубка, на которой устанавливается катушка 3 электромагнитного клапана. Питание холодильника осуществляется водопроводной водой.

Приемники. Отбирающийся при ректификации дистиллят собирается в двух градуированных приемниках 4, окруженных стеклянными рубашками, через которые пропускается охлаждающая вода. Приемники снабжены системой кранов, позволяющей производить отбор дистиллята.

Колба. В нижней части колонны присоединяется колба 5, в которую загружается продукт, подлежащий переработке. Открытый конец трубки через амортизирующий змеевик 7 присоединяется к манометру 8, измеряющему перепад давления между колбой и верхней частью колонны.

Электрический нагреватель. Продукт, подлежащий разгонке, нагревается в колбе с помощью электронагревателя 9. Напряжение регулируется автотрансформатором, расположенном на щите управления.

Приборы для автоматического регулирования контроля и регистрации работы ректификационной колонны.

1. Манометр с наклонным коленом. Для автоматического поддержания постоянного количества орошения предусмотрен специальный наклонный манометр 6, измеряющий перепад давления между верхней и нижней частью колонны, с которыми он соединен. Перепад давления зависит от количества паров, поступающих в колонну. Поэтому, поддерживая его постоянным, можно обеспечить постоянное количество орошения и, следовательно, постоянный режим работы. Наклонный манометр имеет контакты, которые через контакты реле включают и выключают нагрев колбы.
2. Электромагнитный клапан, состоящий из катушки и сердечника 3, предусмотрен для автоматического сбора фракций. При подаче напряжения на катушку электромагнитный клапан открывается.
3. Щит управления - представляет собой панель, на которой установлен автотрансформатор 10, регулирующий электрообогрев колбы и три тумблера: «КЭП включен В-2», «Обогрев включен В-3», «Вакуумный насос включен». На щите установлен выключатель «Аппарат включен В-1» и переключатель «Отбор пробы В-4», на четыре положения.

Порядок проведения работы

1. Через боковой тубус залить в колбу продукт, подлежащий перегонке, в объеме не более 2/3 объема колбы, предварительно взяв 10 мл для определения начальной концентрации раствора.
2. Подать воду в дефлегматор и приемники.
3. Включить выключатель «В-1» в положение «Аппарат включен», тумблер «В-3» – «Обогрев включен». При этом должны загореться соответствующие лампы. Температура нагрева колбы регулируется автотрансформатором.
4. После того, как колонна «захлебнулась» – установить контакт в наклонном манометре таким образом, чтобы не касался ртути в правом колене. После захлебывания работа ведется с полным отбором дистиллята до установления стационарного состояния.
5. После установления стационарного состояния колонна начинает работать с орошением. Опыт проводится для одного значения флегмового числа R. Через 15...20 минут после начала орошения отбирается 2 пробы через 3 минуты и определяется их концентрация.
6. Массовая концентрация определяется в зависимости от плотности по таблице 3 этиловый спирт-вода, путем взвешивания пробы дистиллята 10 мл на аналитических весах.
7. По окончании опыта выключается нагреватель и через 5 минут прекращается подача воды.
8. Результаты опытов заносятся в журнал наблюдений (таблица 9.2).

Обработка результатов эксперимента

1. По массе пробы определяем плотность раствора до и после опыта

$$\rho = \frac{G_{p-pa}}{G_{воды}} \quad (9.1)$$

где G_{p-pa} и $G_{воды}$ - масса раствора и воды в пикнометре, г.

2. По таблице 9.1 в зависимости от плотности раствора определяется его массовая концентрация a_n (a_f) и a_k (a_d), %.
3. Пересчитываются массовые концентрации летучего компонента в мольные по формулам:

$$x_f = \frac{\frac{a_f}{\mu_a}}{\frac{a_f}{\mu_a} + \frac{100 - a_f}{\mu_b}}, \quad x_d = \frac{\frac{a_d}{\mu_a}}{\frac{a_d}{\mu_a} + \frac{100 - a_d}{\mu_b}}, \quad x_w = \frac{\frac{a_w}{\mu_a}}{\frac{a_w}{\mu_a} + \frac{100 - a_w}{\mu_b}} \quad (9.2)-(9.4)$$

где a_f , a_d , a_w - массовая концентрация летучего компонента (спирта) в исходной смеси, в готовом продукте и в кубовом остатке, соответственно; μ_a и μ_b - молярные массы летучего и нелетучего компонентов ($\mu_{H_2O} = 18 \text{ г/моль}$, $\mu_{C_2H_5OH} = 46 \text{ г/моль}$).

4. Определяется величина флегмового числа

$$R = \frac{\tau_2}{\tau_1}. \quad (9.5)$$

5. Строится диаграмма равновесия. Проводятся ординаты x_f , x_d , x_w .

6. Строится рабочая линия концентраций, откладывая отрезок ON

$$ON = \frac{x_d}{R + 1} \quad (9.6)$$

7. Для данного значения флегмового числа R определяется число теоретических тарелок $n_{теор}$.
8. Принимая КПД тарелки $\eta_m = 0,5$, определяется число действительных тарелок по формуле

$$n_\delta = \frac{n_{теор}}{\eta_m}. \quad (9.7)$$

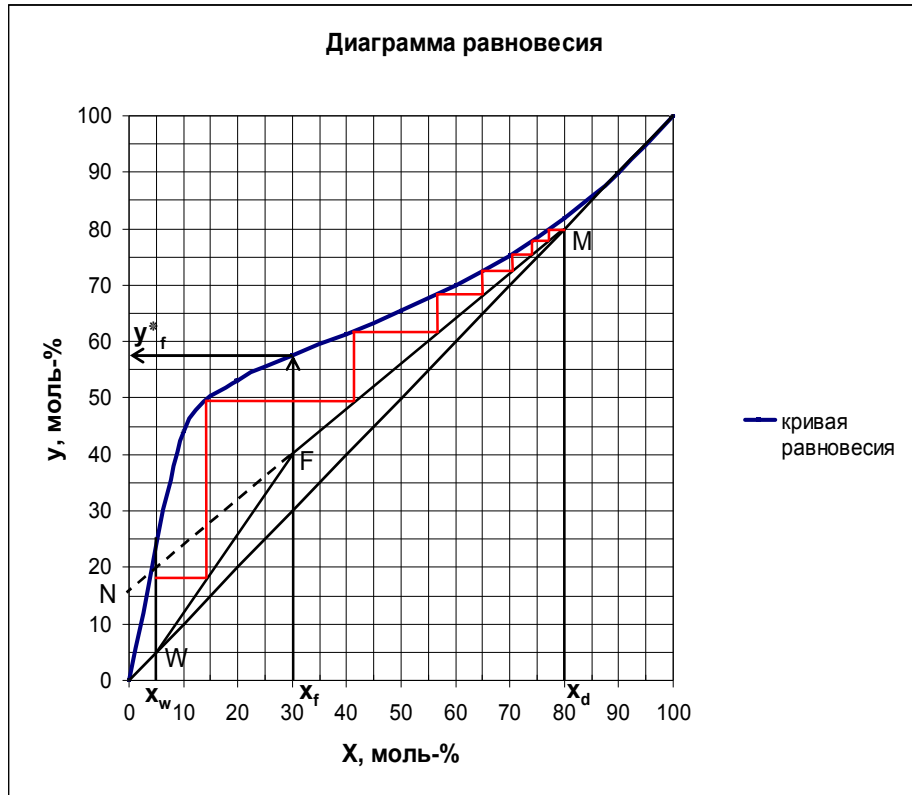


Рисунок 9.4 - Графическое определение числа теоретических тарелок

Таблица 9.1 - Зависимость плотности раствора этиловый спирт-вода от концентрации

$\rho, \text{ г/см}^3$ для раствора $\text{H}_2\text{O} + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	$a_{\text{ж}}$, в долях
0,80	0,96
0,81	0,95
0,82	0,90
0,83	0,87
0,84	0,81
0,85	0,78
0,86	0,72
0,87	0,68
0,88	0,62
0,89	0,58
0,90	0,53
0,91	0,50

$\rho, \text{ г/см}^3$ для раствора $H_2O + C_2H_5OH$	$a_{\text{ж}}$, в долях
0,92	0,48
0,93	0,41
0,94	0,33
0,95	0,31
0,96	0,22
0,97	0,18
0,98	0,11
0,99	0,10
0,995	0

Раздел II. КУРСОВОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ

Тематика курсовых проектов по дисциплине «Промышленные теплообменные процессы и установки» для студентов специальности 1-43 01 05 "Промышленная теплоэнергетика" соответствует темам дисциплины: выпарная, ректификационная, сушильная, холодильная (теплонасосная) установка. Рассчитываются протекающие в них процессы, разрабатываются тепло-технологические схемы, выбирается основное и вспомогательное оборудование.

Объем проекта: расчетно-пояснительная записка объемом 25-35 стр., графическая часть – 2 листа формата А2.

РЕКОМЕНДУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. Лебедев П.Д. Теплообменные, сушильные и холодильные установки. М.: Энергия, 1972.
2. Лебедев П.Д., Щукин А.А. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий. М.: Энергия, 1970.
3. Промышленные теплообменные процессы и установки./Под ред. А.М.Бакластова. – М.: Энергоатомиздат, 1986.
4. Бакластов А.М., Горбенко В.А., Удыма П.Г. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплообменных установок. – М.: Энергоиздат, 1981.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии./Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского/. М.: Химия, 1991.
6. Тепловые и конструктивные расчеты холодильных машин. /Под ред. И.А. Сакуна. М.: Пищевая промышленность, 1987.
7. Романков П.Г. и др. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи): Учебное пособие для вузов. СПб.: Химия, 1993.

8. Мартынов А.В. Установки для трансформации тепла и охлаждения. М.: Энергоатомиздат, 1989.
9. Ривкин С.А., Александров А.А. Термодинамические свойства воды и водяного пара. М., 1975.

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ПО ОСНОВНЫМ ТЕМАМ КУРСОВОГО ПРОЕКТИРОВАНИЯ

1. Методические указания по расчету схемы установки концентрирования растворов

Задание

Рассчитать двухкорпусную выпарную установку с одинаковыми поверхностями нагрева корпусов для упаривания раствора при следующих исходных данных:

- производительность установки - G_k
- начальная концентрация раствора - b_o
- конечная концентрация раствора - b_k
- давление греющего пара - p
- давление во втором корпусе - p_k
- расход экстрапара из первого корпуса - ε_1
- начальная температура раствора- t_o .

Раствор перед выпаркой подогревается в двух подогревателях (рисунок 1.1): в первом – экстрапаром первого корпуса, во втором – острым паром до температуры кипения раствора в первом корпусе. Установка работает без перепуска и переохлаждения конденсата.

Количество раствора, поступающего на выпарку,

$$G_o = G_k \frac{b_k}{b_o} \quad (1.1)$$

Количество воды, выпаренной в установке,

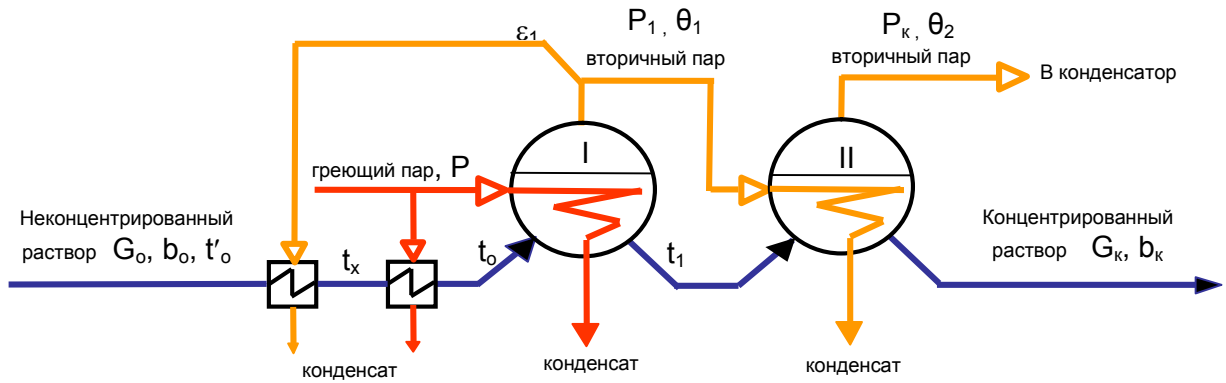


Рисунок 1.1 - Схема двухкорпусной прямоточной выпарной установки

$$W = G_o - G_k. \quad (1.2)$$

То же на 1 кг раствора, поступающего на выпарку,

$$\omega = \frac{W}{G_o}. \quad (1.3)$$

Теплоемкость раствора, поступающего на выпарку,

$$c_o = \frac{c_{\text{сух}} b_o + c_{\text{воды}} (100 - b_o)}{100}, \quad (1.4)$$

где $c_{\text{сух}}$ – теплоемкость сухого вещества; $c_{\text{воды}}$ – теплоемкость воды; b_o – начальная концентрация раствора.

Количество теплоты, поступающее в подогреватель с экстрапаром,

$$q = \xi r, \quad (1.5)$$

где r – теплота парообразования экстрапара, определяемая из таблиц термодинамических свойств водяного пара [9] по давлению в корпусе.

Для определения давления в корпусах находится перепад давлений, приходящийся на один корпус, по формуле

$$\Delta p = \frac{p - p_k}{n}, \quad (1.6)$$

где p – давление греющего пара; p_k – давление в последнем корпусе; n – число корпусов.

Тогда давление в первом и во втором корпусах будет

$$p_1 = p - \Delta p;$$

$$p_2 = p_1 - \Delta p = p_k.$$

Температура раствора t_x после подогревателя экстрапаром определяется из уравнения теплового баланса подогревателя $c_o(t_x - t_o) = \xi_1 r \eta$, где η - коэффициент сохранения тепла подогревателем ($\eta = 0,95 \dots 0,98$); откуда

$$t_x = t_o + \frac{\xi_1 r \eta}{c_o} \quad (1.7)$$

Количество воды, выпаренной во втором корпусе,

$$\omega_2 = \frac{\omega - \xi_1}{2}. \quad (1.8)$$

Количество воды, выпаренной в первом корпусе,

$$\omega_1 = \omega - \omega_2. \quad (1.9)$$

Концентрация раствора в первом корпусе

$$b_1 = \frac{b_o}{1 - \omega_1} \quad (1.10)$$

То же во втором корпусе

$$b_2 = \frac{b_o}{1 - \omega}. \quad (1.11)$$

Теплоемкость раствора в первом корпусе

$$c_1 = \frac{c_{\text{сух}} b_1 + c_{\text{воды}} (100 - b_1)}{100}. \quad (1.12)$$

То же во втором корпусе

$$c_2 = \frac{c_{\text{сух}} b_2 + c_{\text{воды}} (100 - b_2)}{100}. \quad (1.13)$$

По справочным материалам [2, 7] и найденным концентрациям предварительно определяются температуры кипения раствора по корпусам и физические параметры раствора, которые сводим в таблицу

Наименование теплофизических параметров	I корпус		II корпус	
	вода	раствор	вода	раствор
Плотность ρ , кг/м ³				
Удельная теплоемкость при постоянном давлении c , кДж/(кг·К)				
Кинематическая вязкость $\nu \cdot 10^6$, м ² /с				
Коэффициент теплопроводности λ , Вт/(м·К)				

Находятся значения температурных депрессий:

- физико-химической Δ_1 в зависимости от концентрации и с учетом давления;
- гидростатической Δ_2 , определяемой условно на половине высоты h кипящих труб выпарного аппарата, которая предварительно принимается.

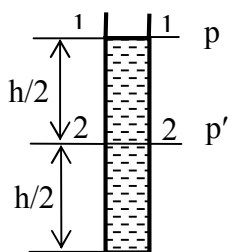


Рисунок 1.2 – К определению гидростатической температурной депрессии

Для этого по давлению в аппарате p находится температура кипения раствора в сечении 1-1 $t_{кип1}$ (рисунок 2). Увеличение давления на половине высоты трубок с учетом паронаполнения $\varepsilon = 0,4 \dots 0,6$ определяется по

формуле $\Delta p = \frac{1}{2} h g \rho (1 - \varepsilon)$ и давление в сече-

нии 2-2 $p' = p + \Delta p$. По давлению p' находится

температура кипения раствора в сечении 2-2 $t_{кип2}$ (рисунок 2). Гидростатическая депрессия $\Delta_2 = t_{кип2} - t_{кип1}$;

- гидравлическую депрессию Δ_3 можно принять $0,5 \dots 1,0$ °С для каждого корпуса установки;
- суммарная температурная депрессия $\Delta = \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3$.

Полная разность температур в установке $\Delta t_{\text{полн}} = t_{\text{п}} - \theta_2$, где $t_{\text{п}}$ – температура греющего пара (в первом корпусе), θ_2 – температура вторичного пара второго корпуса. Полезная разность температур в установке

$$\Delta t_{\text{полезн}} = \Delta t_{\text{полн}} - \sum_{i=1}^n \Delta_i, \text{ где } n - \text{число корпусов.}$$

Для выполнения условия одинаковой поверхности нагрева корпусов должно соблюдаться равенство

$$\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \frac{\kappa_1 Q_2}{\kappa_2 Q_1}, \quad (1.14)$$

где Δt_1 и Δt_2 - полезная разность температур по корпусам; κ_1 и κ_2 - коэффициент теплопередачи в корпусах; Q_1 и Q_2 - тепловая нагрузка по корпусам.

Можно принять $\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{\omega_2}{\omega_1}$, а отношение коэффициентов теплопередачи по

опытным данным $\frac{\kappa_1}{\kappa_2} = 2$. Таким образом $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = 2 \frac{\omega_2}{\omega_1}$ и $\Delta t_{\text{полезн}} = \Delta t_1 + \Delta t_2$.

Решая два последних уравнения, находят значения полезной разности температур по корпусам.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к вертикальной стенке труб кипятильника выпарного аппарата

$$\alpha_1 = 1,15 \sqrt[4]{\frac{\rho^2 g \lambda^3}{\mu}} \sqrt[4]{\frac{r}{h(t_{\text{н}} - t_{\text{ст}})}}, \quad (1.15)$$

где ρ , λ , μ - плотность, коэффициент теплопроводности и кинематическая вязкость конденсата; g – ускорение свободного падения; r – теплота парообразования (конденсации); h – высота труб; $t_{\text{н}}$ – температура насыщения при давлении пара; $t_{\text{ст}}$ – температура наружной поверхности трубы.

Разностью температур $\Delta t = (t_{\text{н}} - t_{\text{ст}})$ необходимо предварительно задаться (с последующей проверкой).

Коэффициент теплоотдачи α_2 от внутренней поверхности труб к кипящему раствору при естественной циркуляции раствора можно определить по формуле

$$\alpha_2 = 780 q^{0,6} \frac{\lambda_p^{1,3} \rho_p^{0,5} \rho_{\text{п}}^{0,06}}{\sigma_p^{0,5} \tau_{\text{в}}^{0,6} \rho_o^{0,66} c_p^{0,3} \mu_p^{0,3}}, \quad (1.16)$$

где λ_p , ρ_p , σ_p , c_p , μ_p – соответственно, коэффициент теплопроводности, плотность, поверхностное натяжение, теплоемкость и динамическая вязкость раствора при соответствующей концентрации;

$\rho_{\text{п}}$ – плотность вторичного пара при давлении в аппарате;

ρ_o – плотность раствора на входе в аппарат;

$\tau_{\text{в}}$ – теплота парообразования вторичного пара при давлении в аппарате.

Расчет α_2 при вынужденном движении раствора (в аппарате с принудительной циркуляцией) приведен в [2].

Коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара к кипящему раствору с учетом термического сопротивления накипи

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{СТ}}}{\lambda_{\text{СТ}}} + \frac{\delta_{\text{Н}}}{\lambda_{\text{Н}}} + \frac{1}{\alpha_2}}. \quad (1.17)$$

Проверяется принятая ранее разность температур $\Delta t = (t_{\text{Н}} - t_{\text{СТ}})$. Из уравнения $\alpha (t_{\text{Н}} - t_{\text{СТ}}) = k \Delta t$, откуда $(t_{\text{Н}} - t_{\text{СТ}}) = \frac{k \Delta t}{\alpha}$, где Δt – полезная разность температур в соответствующем корпусе выпарной установки.

Удельный (на 1 кг неконцентрированного раствора, поступающего на выпарку) расход греющего пара на первый корпус установки

$$d_1 = \frac{\omega_2 - c_o y_2 + \xi_1 z_2}{x_2}, \quad (1.18)$$

где x_2 , y_2 , z_2 – коэффициенты, которые определяются по формулам, приведенным в таблицах 2-5 и 2-6 [2]:

$$x_2 = 2 - \beta_2 c_{\text{в}} + \sigma_2;$$

$$y_2 = 2\beta_1 + \beta_2;$$

$$z_1 = 1,$$

здесь

$$\beta_1 = \frac{t_0 - t_1}{i_1'' - c_B t_1}; \quad \beta_2 = \frac{t_1 - t_2}{i_2'' - c_B t_2}; \quad \sigma_2 = \frac{\tau_1 - \tau_2}{i_2'' - c_B t_2}. \quad (1.19) - (1.20)$$

Если раствор поступает в первый корпус предварительно подогретым до температуры кипения, то $t_0 = t_1$ и $\beta_1 = 0$. Так как установка работает без перепуска конденсата, то $\sigma_2 = 0$.

В выражениях (1.19) – (1.20) c_B – теплоемкость воды, i_1'' и i_2'' – энтальпия вторичного пара в первом и втором корпусе, соответственно, t_1 и t_2 – температура кипения раствора в соответствующем корпусе.

Полный расход пара

$$D = d_1 G_0. \quad (1.21)$$

Уточняется количество выпаренной воды. Количество воды, выпаренной в первом корпусе на 1 кг раствора,

$$\omega_1 = d_1 \alpha_1 + c_o \beta_1. \quad (1.22)$$

Так как $\alpha_1 = 1$; $\beta_1 = 0$, то

$$\omega_1 = d_1 \text{ и } W_1 = \omega_1 G_0 = d_1 G_0. \quad (1.23)$$

Количество воды, выпаренной во втором корпусе на 1 кг раствора, поступающего на выпарку

$$\omega_2 = \omega_1 - \varepsilon_1 + (c_o - c_B \omega_1) \beta_2. \text{ и } W_2 = \omega_2 G_0 \quad (1.24)$$

Общее количество воды, выпаренной во всей установке, $W = W_1 + W_2$.

Сравнить с ранее определенной величиной.

Проверяется количество тепла, переданное в отдельных корпусах:

- в первом корпусе $q_1 = d_1 r_0$, где r_0 – теплота парообразования греющего пара;
- во втором корпусе $q_2 = (\omega_1 - \varepsilon_1) r_1$, где r_1 – теплота парообразования вторичного пара первого корпуса.

Определяется отношение полученных количеств тепла $\frac{q_2}{q_1}$ и сравнивается

с принятым ранее $\frac{Q_2}{Q_1}$.

Проверяются полученные концентрации раствора:

- в первом корпусе
$$b_1 = \frac{b_0}{1 - \omega_1}; \quad (1.25)$$

- во втором корпусе
$$b_2 = \frac{b_0}{1 - \omega} \quad (1.26)$$

с ранее принятыми.

Поверхность нагрева выпарных аппаратов:

- первого корпуса
$$F_1 = \frac{q_1 G_0}{\kappa_1 \Delta t_1}; \quad (1.27)$$

- второго корпуса
$$F_2 = \frac{q_2 G_0}{\kappa_2 \Delta t_2}. \quad (1.28)$$

Проверяется условие примерного равенства этих поверхностей.

По ГОСТ 11987-81 [5] выбирается стандартный выпарной аппарат на каждую ступень выпаривания.

Выбираются теплообменные аппараты, включенные в схему выпарной установки (рисунок 1.1), вспомогательное оборудование (насосы, конденсаторы-отводчики, барометрический конденсатор).

2. Методические указания по расчету схемы установки для разделения бинарной смеси взаимно растворимых компонентов

Задание

Рассчитать ректификационную установку непрерывного действия для разделения бинарной смеси при следующих данных:

- производительность установки по исходной смеси - G_f
- массовое содержание летучего компонента в исходной смеси – a_f
- то же в дистилляте - a_d
- то же в кубовом остатке - a_w
- давление греющего пара - p
- температура готового продукта - t'_d
- температура охлаждающей воды на входе в установку - t_1
- то же на выходе - t_2 .

Смесь поступает в колонну предварительно подогретой до температуры кипения на данной тарелке. Принципиальная схема установки представлена на рисунке 2.1.

Составляется материальный баланс установки, и определяются недостающие составляющие

$$\left. \begin{aligned} G_f &= G_d + G_w \\ G_f a_f &= G_d a_d + G_w a_w \end{aligned} \right\}, \quad (2.1)$$

где G_f , G_d , G_w – расход, соответственно, исходной смеси, готового продукта и кубового остатка; a_f , a_d , a_w - содержание летучего компонента в исходной смеси, готовом продукте, кубовом остатке, %.

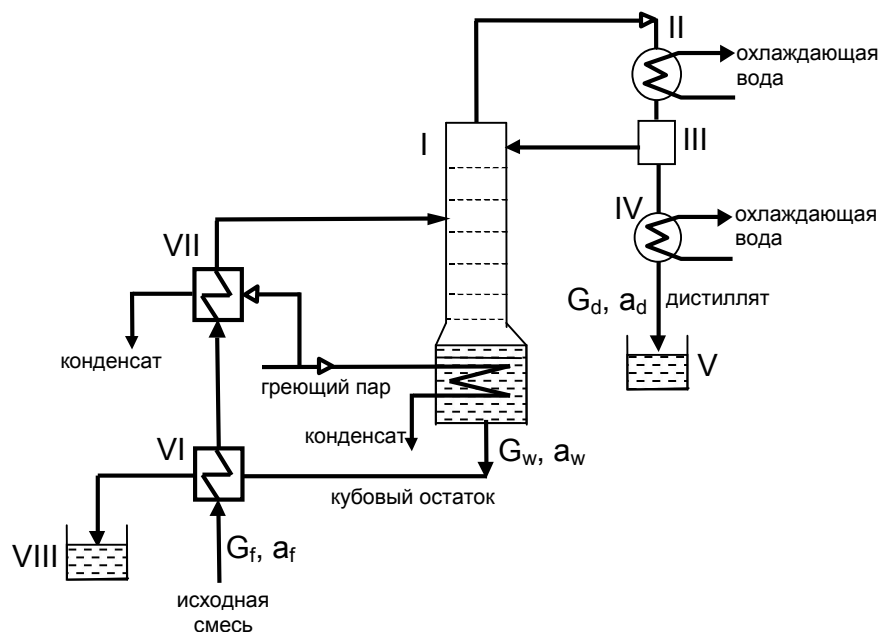


Рисунок 2.1 – Принципиальная схема ректификационной установки

I – ректификационная колонна, II – дефлегматор, III – сепаратор, IV – конденсатор - холодильник, V – сборный бак готового продукта (дистиллята), VI – подогреватель исходной смеси кубовым остатком, VII – подогреватель исходной смеси паром, VIII – сборный бак кубового остатка

Находятся молярные доли летучего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке по формулам (2.2) - (2.4):

$$x_f = \frac{\frac{a_f}{\mu_a}}{\frac{a_f}{\mu_a} + \frac{100 - a_f}{\mu_b}}; \quad x_d = \frac{\frac{a_d}{\mu_a}}{\frac{a_d}{\mu_a} + \frac{100 - a_d}{\mu_b}}; \quad x_w = \frac{\frac{a_w}{\mu_a}}{\frac{a_w}{\mu_a} + \frac{100 - a_w}{\mu_b}} \quad (2.2)-(2.4)$$

где μ_a и μ_b – молярная масса летучего и нелетучего компонентов смеси.

Определяется действительное число тарелок n в ректификационной колонне. Для этого в квадрате Y, X -координат (рисунок 2.2) проводится диагональ. Из литературы (табл. XLIII [7]) выписываются равновесные составы жидкости и пара для бинарной смеси заданных веществ и их температура насыщения.

Перечисленные характеристики оформляются в виде таблицы

X, %	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Y, %	0	100
t, °C

Строится диаграмма равновесия для заданной бинарной смеси (рисунок 2.2).

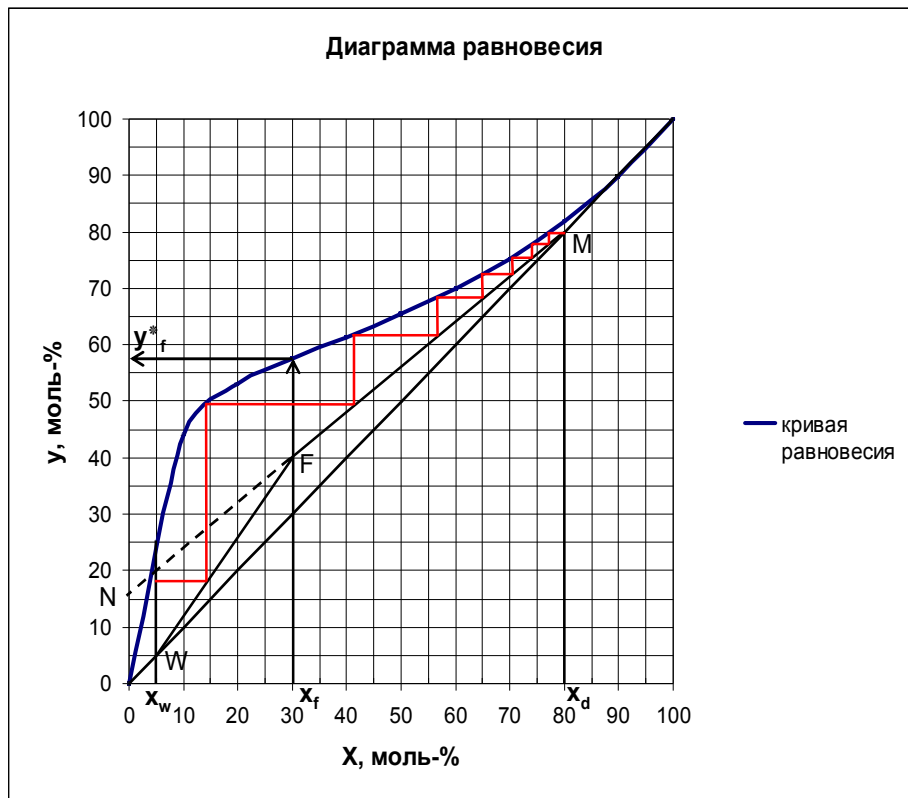


Рисунок 2.2 - Графическое определение числа теоретических тарелок

Откладываются на оси OX точки, соответствующие составам кубового остатка x_w , исходной смеси x_f и дистиллята x_d . Проводятся через эти точки вертикали. Находится молярная доля летучего в парах, равновесных жидкости питания y_f^* . Обозначаются точки M и W .

Определяется минимальное флегмовое число по формуле

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_d - y_f^*}{y_f^* - x_f}, \quad (2.5)$$

где x_d – молярная доля летучего компонента в дистилляте (готовом продукте); x_f – то же в исходной жидкости (питании) колонны; y_f^* – то же в паре, равновесном с жидкостью питания.

Рабочее флегмовое число $R = (1,5 \dots 2,5) R_{\text{мин}}$.

Проводится рабочая линия концентраций, для чего на оси ординат откладывается отрезок ON , величина которого определяется по формуле

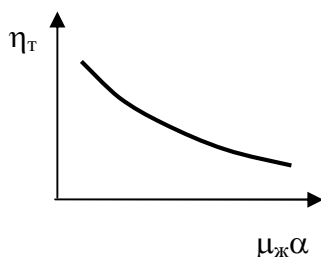
$$ON = \frac{x_d}{R + 1}.$$

Соединяются точки N и M , а также точки W и F отрезками (точка F получается при пересечении двух рабочих линий и соответствует составу исходной смеси). Отрезки FM и WF – рабочие линии, соответственно, верхней (укрепляющей) и нижней (исчерпывающей) частей колонны.

Проводятся последовательно из точки M горизонтальные до линии равновесия и вертикальные до рабочей линии отрезки между кривой равновесия и рабочими линиями MF и FW . Последнюю горизонталь провести так, чтобы она пересекла вертикальную прямую $x = x_w$. Число полученных при построении ступеней соответствует числу теоретически необходимых тарелок ректификационной колонны n_T .

Действительное число тарелок определяется по формуле

$$n_D = \frac{n_T}{\eta_T}, \quad (2.6)$$



где η_T – КПД тарелки, определяемый по графику (рисунок 3-7) [2] по вязкости разгоняемой жидкости $\mu_{\text{ж}}$ и относительной летучести α или по уравнению $\eta_T = 0,49 (\mu_{\text{ж}} \alpha)^{-0,245}$, описывающему этот график.

$$\mu_{\text{ж}} = \mu_a \frac{a_{\text{ср}}}{100} + \mu_b \frac{100 - a_{\text{ср}}}{100}, \quad a_{\text{ср}} = \frac{a_d + a_w}{2}, \quad \lg \alpha = 9 \frac{T_b - T_a}{T_b + T_a},$$

где μ_a и μ_b – вязкость летучего и нелетучего компонентов при температуре кипения исходной смеси; T_a и T_b – абсолютная температура кипения чистых

компонентов; a_{cp} – среднее массовое содержание летучего компонента в колонне.

Тепловой баланс колонны позволяет определить расход греющего пара на процесс ректификации.

Приходные статьи теплового баланса:

- с исходной смесью

$$Q_1 = G_f c_f t_f; \quad (2.7)$$

$$c_f = c_a \frac{a_f}{100} + c_b \frac{100 - a_f}{100}, \quad (2.8)$$

где c_a и c_b – соответственно теплоемкость летучего и нелетучего компонента;

t_f – температура поступающей в колонну смеси, находится как температура насыщения по a_f ;

- с греющим паром

$$Q_2 = D (i_{\Pi} - i_{\text{K}}), \quad (2.9)$$

где i_{Π} и i_{K} – энтальпия греющего пара и конденсата, определяются из таблиц [9] по давлению пара;

- с флегмой

$$Q_3 = G_d R c_d t_d; \quad (2.10)$$

$$c_d = c_a \frac{a_d}{100} + c_b \frac{100 - a_d}{100}, \quad (2.11)$$

где t_d – температура дистиллята, находится как температура насыщения по a_d .

Расходные статьи теплового баланса:

- с парами, выходящими из колонны

$$Q_4 = G_d (R + 1) (r_d + c_d t_d); \quad (2.12)$$

$$r_d = r_a \frac{a_d}{100} + r_b \frac{100 - a_d}{100}, \quad (2.13)$$

где r_a и r_b – соответственно теплота парообразования летучего и нелетучего компонента [7];

- с кубовым остатком

$$Q_5 = G_w c_w t_w; \quad (2.14)$$

$$c_w = c_a \frac{a_w}{100} + c_b \frac{100 - a_w}{100}, \quad (2.15)$$

где t_w – температура кубового остатка, находится как температура насыщения по a_w ;

- потери теплоты в окружающую среду принимаются 5 % от общего количества тепла.

Из уравнения теплового баланса определяется расход греющего пара на процесс ректификации

$$D = \frac{1,05 (Q_4 + Q_5 - Q_1 - Q_3)}{(i_{II} - i_K)}. \quad (2.16)$$

Расход воды, поступающей в дефлегматор,

$$G_D = \frac{G_d R r_d}{c_B (t_2 - t_1)}. \quad (2.17)$$

Расход воды, поступающей в конденсатор-холодильник,

$$G_{K-X} = \frac{G_d (r_d + c_d (t_d - t'_d))}{c_B (t_2 - t_1)} \quad (2.18)$$

Общий расход охлаждающей воды в установке

$$G = G_D + G_{K-X} \quad (2.19)$$

Диаметр ректификационной колонны

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega_p}}, \quad (2.20)$$

где V – секундный расход паров, движущихся по колонне; ω_p – рабочая скорость паров.

Объем паров находится из уравнений объединенного закона газового состояния

$$\frac{pV}{T} = \frac{p_H V_H}{T_H}, \quad \text{откуда} \quad V = \frac{p_H V_H T}{p T_H}, \quad (2.21)$$

где p, V, T - давление, объем, температура пара при заданных условиях; p_H, V_H, T_H - то же при нормальных условиях; $V_H = 22,4 Z$, здесь Z – молярный расход паров по колонне,

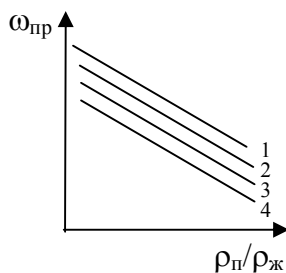
$$Z = \frac{G_d (R+1)}{\mu_{см}}, \quad \mu_{см} = \mu_a \frac{a_{ср}}{100} + \mu_b \frac{100-a_{ср}}{100}, \quad T = t_{ср} + 273,$$

где μ_a и μ_b – соответственно молярная масса летучего и нелетучего компонентов.

Средняя температура и массовое содержание летучего верхней, нижней частей колонны и в целом по колонне

$$t_{ср в} = \frac{t_d + t_f}{2}; \quad t_{ср н} = \frac{t_f + t_w}{2}; \quad t_{ср} = \frac{t_{ср в} + t_{ср н}}{2};$$

$$a_{ср в} = \frac{a_d + a_f}{2}; \quad a_{ср н} = \frac{a_f + a_w}{2}; \quad a_{ср} = \frac{a_{ср в} + a_{ср н}}{2}.$$



- 1 – $h = 0,6$ м
- 2 – $h = 0,45$ м
- 3 – $h = 0,3$ м
- 4 – $h = 0,2$ м

Предельная скорость паров в колонне определяется по графику (рисунок 3-9 [2]).

Плотность паров летучего компонента

$$\rho_{\text{п а}} = \frac{\mu_{\text{а}} T_{\text{н}}}{22,4 T_{\text{д}}}, \quad T_{\text{д}} = t_{\text{д}} + 273,$$

где $\mu_{\text{а}}$ – мольная масса летучего компонента; $T_{\text{н}}$ – температура при нормальных условиях.

То же для нелетучего компонента

$$\rho_{\text{п б}} = \frac{\mu_{\text{б}} T_{\text{н}}}{22,4 T_{\text{в}}}, \quad T_{\text{в}} = t_{\text{в}} + 273.$$

Плотность жидкости

$$\rho_{\text{ж}} = \frac{\rho_{\text{а}} + \rho_{\text{б}}}{2}.$$

Рабочая скорость паров

$$\omega_{\text{р}} = (0,8 \dots 0,9) \omega_{\text{пр}} \quad (2.22)$$

3. Методические указания по расчету сушилки с кипящим слоем

Задание

Рассчитать сушилку с кипящим слоем (рисунок 3.1) для сушки зернистого материала дымовыми газами при следующих данных:

- производительность по влажному материалу - G_1
- влажность материала на общий вес начальная - w_1
- конечная - w_2
- средний диаметр частиц материала - d .

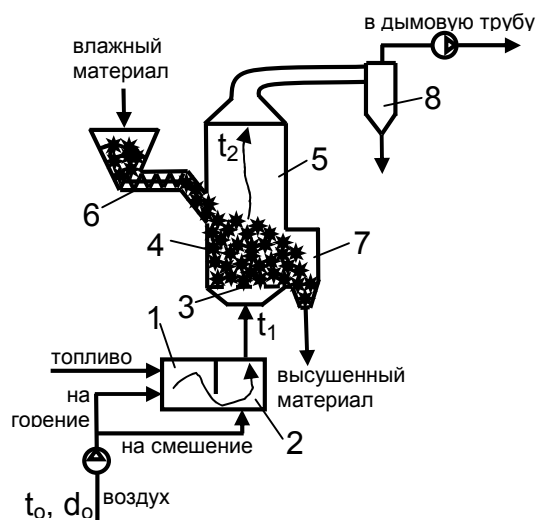


Рисунок 3.1 – Принципиальная схема сушильной установки с кипящим слоем

1 – топка; 2 – смесительная камера; 3 – газораспределительная решетка; 4 – слой материала; 5 – сушильная камера; 6 – питательное устройство; 7 – приемное устройство; 8 – циклон

Материальный баланс сушилки

Количество влаги, испаряемой из материала,

$$W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{100 - w_2} \quad (3.1)$$

Производительность сушилки по высушенному материалу

$$G_2 = G_1 - W \quad (3.2)$$

Построение теоретического и действительного процессов сушки в I, d – диаграмме влажного воздуха.

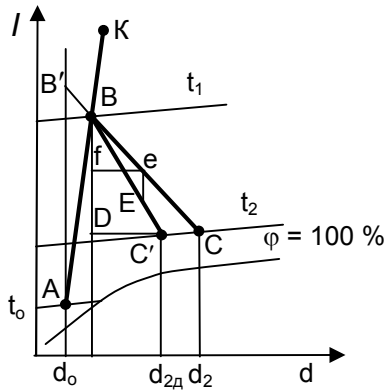


Рисунок 3.2 - Построение теоретического и действительного процессов сушки в I, d – диаграмме влажного воздуха

Задаются параметрами наружного воздуха t_0 и d_0 (точка А на рисунке 3.2). Температура сушильного агента (смесь дымовых газов с воздухом) t_1 принимается для данного типа высушиваемого материала согласно рекомендациям в специальной литературе.

Определяется коэффициент расхода воздуха в дымовых газах, выходящих из смесительной камеры (на входе в сушильную камеру) (точка В).

$$\alpha = \frac{Q_B^p \eta_T + c_T t_T - \left(1 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100}\right) c_{сг} t_{сг} - \frac{9H^p + W^p}{100} i_{п}}{L_o \left(c_{сг} t_{сг} + \frac{d_o}{1000} i_{п} - I_o \right)}, \quad (3.3)$$

где H^p , W^p , A^p – содержание в рабочей массе топлива водорода, влаги и золы, %; $c_{сг}$ и $t_{сг}$ – изобарная теплоемкость и температура дымовых газов, принимается $t_{сг} = t_1$;

L_o – теоретическое количество воздуха на сжигание 1 кг твердого (или жидкого) топлива,

$$L_o = 0,115 \left(C^p + 0,375 S_{ор+к} \right) + 0,342 H^p - 0,0431 O^p; \quad (3.4)$$

где Q_B^p – высшая теплота сгорания рабочей массы топлива; η_T – КПД топки; d_o , I_o – влагосодержание и энтальпия атмосферного воздуха; $i_{п}$ – энтальпия водяных паров, находящихся в продуктах сгорания, $i_{п} = 2493 + 1,97 t_1$.

При использовании газообразного топлива формула для определения коэффициента расхода воздуха в дымовых газах имеет иной вид и приведена в [2].

Удельный (на 1 кг сжигаемого топлива) расход сухих газов при температуре t_1

$$G_{\text{сг}} = 1 + \alpha L_o - \frac{9 H^{\text{P}} + W^{\text{P}} + A^{\text{P}}}{100}. \quad (3.5)$$

Удельный расход водяных паров, образующихся при полном сгорании 1 кг твердого или жидкого топлива при температуре t_1

$$G_{\text{вп}} = \frac{9 H^{\text{P}} + W^{\text{P}}}{100} + \frac{\alpha L_o d_o}{1000}. \quad (3.6)$$

Влагосодержание дымовых газов при t_1 (точка В на рисунке 3.2)

$$d_1 = 1000 \frac{G_{\text{вп}}}{G_{\text{сг}}} \quad (3.7)$$

Теплосодержание дымовых газов в точке В

$$I_1 = \frac{Q_{\text{В}}^{\text{P}} \eta_{\text{T}} + c_{\text{T}} t_{\text{T}} + \alpha L_o I_o}{G_{\text{сг}}} \quad (3.8)$$

По d_1 и I_1 на I, d – диаграмме находится точка В (рисунок 3.2), соединив которую с точкой А, получаем линию смешения атмосферного воздуха с дымовыми газами, выходящими из топки (точка К). Точку К на диаграмме находить не обязательно.

Для построения теоретического процесса сушки из точки В проводится линия $I = \text{const}$ до пересечения с изотермой t_2 в точке С. Температура t_2 выбирается таким образом, чтобы разница между ней и точкой росы для состояния воздуха в точке С была не менее 40°C .

Для построения действительного процесса сушки находится величина

$$\Delta = c_{\text{в}} \theta_1 + q_{\text{доп}} - (q_{\text{м}} + q_{\text{тр}} + q_5), \quad (3.9)$$

где $c_{\text{в}}$ – изобарная теплоемкость воды; θ_1 – температура материала на входе в сушилку; $q_{\text{доп}}$ – удельная (на 1 кг испаренной из материала влаги) теплота, вносимая в дополнительное, встроенное в сушильную камеру, подогревателе, чаще $q_{\text{доп}} = 0$; $q_{\text{м}}$ – удельные потери теплоты с материалом

$$q_M = \frac{G_2}{W} c_M (\theta_2 - \theta_1), \quad (3.10)$$

здесь c_M – теплоемкость высушенного материала,

$$c_M = \frac{c_{\text{сух}} (100 - w_2) + 4,19 w_2}{100}. \quad (3.11)$$

$c_{\text{сух}}$ – теплоемкость сухой части материала (находится в справочной литературе).

В расчетах можно принимать температуру материала на входе в сушильную камеру $\theta_1 = t_o$, и на выходе из нее на $30 \dots 40$ °С ниже температуры сушильного агента.

$q_{\text{тр}}$ – удельная потеря теплоты с транспортным устройством, которое отсутствует в сушильной камере с кипящим слоем и $q_{\text{тр}} = 0$;

q_5 – удельная потеря теплоты сушильной камерой в окружающую среду от наружного охлаждения конструкции,

$$q_5 = \frac{\sum \alpha_i F_i (t_{\text{ст}} - t_{\text{о.с}})}{W}, \quad (3.12)$$

здесь α_i – коэффициент теплоотдачи от поверхности соответствующего ограждения к окружающей среде; F_i – площадь поверхности ограждения; $t_{\text{ст}}$ – средняя температура поверхности ограждения; $t_{\text{о.с}}$ – температура окружающей среды.

Удельные потери теплоты в окружающую среду q_5 можно предварительно принимать с последующей проверкой после определения геометрических размеров сушильной камеры.

Затем на линии ВС (рисунок 3.2) выбирается произвольная точка e и проводится отрезок ef , длина которого измеряется.

Из уравнения $eE \cdot M_i = \frac{\Delta}{1000} ef \cdot M_d$ находим длину отрезка eE , где M_i и M_d – соответственно, масштаб оси энтальпии и влагосодержания I, d – диаграммы.

Если $\Delta < 0$, то отрезок eE откладывается вниз и через точки В и Е проводится прямая до пересечения с изотермой t_2 (рисунок 3.2). Линия BC' – действительный процесс сушки.

Тепловой баланс сушилки

Тепловой баланс сушильной камеры с кипящим слоем на 1 кг испаренной влаги

$$q = q_1 + q_2 + q_M + q_{тр} + q_5, \quad (3.13)$$

где q_1 – полезная теплота, пошедшая на испарение 1 кг влаги из материала,

$$q_1 = i_{п} - c_{в} \theta_1 = 2493 + 1,97 t_2 - 4,19 t_o, \quad \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad (3.14)$$

q_2 – потери теплоты с уходящим сушильным агентом,

$$q_2 = \ell c_2 (t_2 - t_o), \quad (3.15)$$

здесь $\ell = \frac{1000}{d_{2д} - d_1}$ – удельный расход сушильного агента, кг/кг; c_2 – массовая

теплоемкость дымовых газов (сушильного агента, покидающего сушилку), можно принять равной теплоемкости воздуха и определить по формуле

$$c_{возд} = 1,0056 + 1,97 \frac{d_1}{1000};$$

q_M и q_5 – описаны ранее;

$q_{тр}$ – потери теплоты с транспортным устройством (для сушилки с кипящим слоем $q_{тр} = 0$).

КПД сушильной камеры

$$\eta_{СК} = \frac{q_1}{q} 100 = \frac{q_1}{q_1 + q_2 + q_M + q_{тр} + q_5} 100 \quad (3.16)$$

Тепловой баланс сушильной установки

$$q_{СУ} = \frac{Q_H^P B}{W} = q_1 + q_2 + q_M + q_{тр} + q_5 + (q_3 + q_4 + q_5^T), \quad (3.17)$$

где q_3 – потери теплоты в топке от химической неполноты сгорания; q_4 – потери теплоты в топке от механического недожога (при сжигании твердого топлива); q_5^T – потери теплоты в топке от наружного охлаждения (через ограждающие конструкции); Q_H^P – теплота сгорания топлива; B – расход топлива.

КПД сушильной установки

$$\eta_{\text{СУ}} = \frac{q_1}{q_{\text{СУ}}} 100 \quad (3.18)$$

Расчет геометрических размеров сушильной камеры

Критерий Архимеда

$$\text{Ar} = \frac{d^3 \rho_M g}{\nu_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma}}, \quad (3.19)$$

где d – средний диаметр частиц материала; ρ_M – плотность материала; ν_{Γ} и ρ_{Γ} – вязкость и плотность газов при температуре t_2 .

С помощью номограммы $Ly = f(\text{Ar}, \varepsilon)$ [2] определяется критерий Лященко Ly для рабочей порозности слоя ($\varepsilon = 0,55 \dots 0,75$), а по нему - скорость газов (сушильного агента) на полное сечение газораспределительной решетки

$$v = \sqrt[3]{\frac{Ly \nu_{\Gamma} g \rho_M}{\rho_{\Gamma}}}. \quad (3.20)$$

Площадь решетки

$$S_{\text{реш}} = \frac{\ell W}{3600 \rho_{\Gamma} v}. \quad (3.21)$$

Диаметр решетки

$$D_{\text{реш}} = \sqrt{\frac{S_{\text{реш}}}{0,785}} \quad (3.22)$$

Высота кипящего слоя $H_{\text{сл}} = 4 h_{\text{ст}}$, где $h_{\text{ст}}$ – высота гидродинамической стабилизации слоя, которую можно определить по формуле $h_{\text{ст}} = 20d_{\text{отв}}$, в которой $d_{\text{отв}}$ – диаметр отверстия решетки (принимается).

Высота сепарационного пространства $H_{\text{сеп}} = 4 H_{\text{сл}}$.

Полная высота сушильной камеры (над решеткой)

$$H = H_{\text{сл}} + H_{\text{сеп}}. \quad (3.23)$$

Далее осуществляется расчет и выбор топчного устройства, аэродинамический расчет сушильной установки и выбор вспомогательного оборудования (вентилятора, дымососа).

4. Методические указания по расчету компрессионной холодильной установки

Задание

Рассчитать компрессионную холодильную установку при следующих данных:

- холодопроизводительность установки - Q
- средняя температура охлаждаемого помещения - $t_{\text{оп}}$
- средняя температура охлаждающей воды - $t_{\text{в ср}}$
- переохлаждение конденсата - Δt

Принципиальная схема и цикл аммиачной компрессионной холодильной установки изображены на рисунке 4.1.

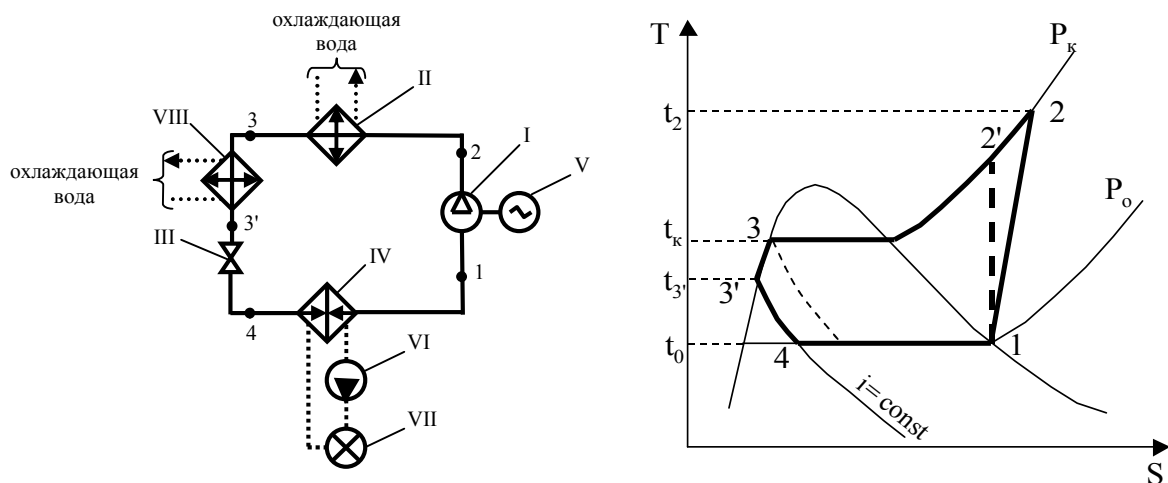


Рисунок 4.1 - Принципиальная схема и цикл в T,s –диаграмме компрессионной холодильной установки с переохлаждение жидкого хладагента

Компрессор одноступенчатого сжатия I, приводимый в действие асинхронным электродвигателем V, засасывает из испарителя IV холодильный агент – пары аммиака NH_3 . Жидкий аммиак кипит в испарителе при температуре t_0 и давлении p_0 под воздействием энергии в виде теплового потока, полученного от рассола. Рассол – раствор CaCl_2 (или NaCl) в воде циркулирует по системе охлаждения камер холодильника VII при помощи центробежного насоса VI, отнимая теплоту от продуктов, находящихся в камерах. Сжатые до давления конденсации p_k пары аммиака при температуре перегрева t_2 направляются

ся через маслоотделитель в конденсатор II, охлаждаемый водой из системы обратного водоснабжения. Сконденсировавшийся аммиак при температуре t_k собирается в ресивере, представляющем запасную емкость, откуда через переохладитель VIII транспортируется к регулирующей станции, имея температуру $t_{3'}$. В регулирующем вентиле III жидкий аммиак дросселируется до давления p_0 и температуры t_0 , при этих параметрах он поступает снова в испаритель.

Значения энтальпии i в различных точках холодильного цикла (рисунок 4.1) определяются с помощью диаграммы T-s для аммиака. Индексы значений i_1 , i_2 и т.д. и t_1 и t_2 и т.д. соответствуют точкам на диаграмме T-s.

Для построения цикла в T, s- диаграмме определяются следующие параметры:

- температура рассола $t_p = t_{оп} - (2...3)...(5...7) \text{ } ^\circ\text{C}$;
- температура аммиака в испарителе $t_0 = t_p - (2...3)...(5...7) \text{ } ^\circ\text{C}$; с помощью T, s – диаграммы аммиака по t_0 находится его давление в испарителе p_0 ;
- температура конденсации аммиака $t_k = t_{в\text{ ср}} + (2...3)...(5...7) \text{ } ^\circ\text{C}$; на T, s – диаграмме аммиака по t_k находится его давление в конденсаторе p_k .

Строится цикл компрессионной холодильной установки в T, s – диаграмме:

- проводится изобара p_0 до пересечения с верхней пограничной кривой в точке 1;
- проводится изобара p_k до пересечения с нижней пограничной кривой в точке 3';
- из точки 1 проводится адиабата (вертикаль) до пересечения с изобарой p_k в точке 2;
- из точки 3' по нижней пограничной кривой опуститься на Δt (величину переохлаждения конденсата) до точки 3;
- из точки 3 по линии $i = \text{const}$ (процесс дросселирования) опуститься до пересечения с изобарой p_0 в точке 4.

Определяются основные параметры (p , t , i) в характерных точках цикла 1, 2, 3, 3', 4 и удельный объем аммиака в точке 1.

Удельная массовая холодопроизводительность

$$q_o = i_1 - i_4, \quad \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}. \quad (4.1)$$

Массовый расход аммиака в системе

$$G_{\text{ха}} = \frac{Q}{q_o}, \quad \frac{\text{кг}}{\text{с}}. \quad (4.2)$$

Удельная объемная холодопроизводительность

$$q_v = \frac{q_o}{v_1}, \quad \frac{\text{кДж}}{\text{м}^3}. \quad (4.3)$$

Действительная объемная производительность компрессора

$$V_d = \psi_1 G_{\text{ха}} \quad (4.4)$$

Коэффициент подачи

$$\lambda = \lambda_v \lambda_\omega \lambda_{\text{пл}}, \quad (4.5)$$

где λ_v - объемный коэффициент компрессора; λ_ω - коэффициент подогрева; $\lambda_{\text{пл}}$ - коэффициент плотности;

$$\lambda_v = 1 - c \left(\frac{p_k}{p_o} - 1 \right), \quad (4.6)$$

где c - коэффициент, учитывающий наличие вредного пространства, $c = 1,5 \dots 8 \%$. Для крупных горизонтальных машин $c = 1,5 \dots 3,0 \%$; мелких горизонтальных $c = 5 \dots 8 \%$; вертикальных простого действия $c = 2 \dots 6 \%$.

$$\lambda_\omega = \frac{T_o}{T_k}; \quad (4.7)$$

здесь $T_o = t_o + 273$; $T_k = t_k + 273$.

Коэффициент плотности принимается $\lambda_{\text{пл}} = 0,95 \dots 0,98$.

Теоретическая объемная производительность компрессора

$$V_{\text{T}} = \frac{V_{\text{Д}}}{\lambda}. \quad (4.8)$$

То же через характеристики компрессора

$$V_{\text{T}} = \frac{\pi D^2}{240} s n z, \quad \frac{\text{м}^3}{\text{с}}; \quad (4.9)$$

где D – диаметр цилиндра компрессора, м; s – ход поршня компрессора, м; n – число оборотов коленчатого вала компрессора, об/мин; z – число цилиндров компрессора.

Откуда диаметр поршня

$$D = \sqrt{\frac{240 V_{\text{T}}}{\pi s n z}}, \quad \text{м} \quad (4.10)$$

Работа, затрачиваемая компрессором на адиабатное обратимое сжатие 1 кг хладагента в процессе 1-2'

$$\ell = i_{2'} - i_1, \quad \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (4.11)$$

Теоретическая мощность компрессора

$$N_{\text{T}} = G_{\text{ха}} \ell, \quad \text{кВт} \quad (4.12)$$

Индикаторная мощность компрессора

$$N_{\text{i}} = \frac{N_{\text{T}}}{\eta_{\text{i}}}, \quad \text{кВт} \quad (4.13)$$

где η_{i} – индикаторный КПД компрессора, равный

$$\eta_{\text{i}} = \lambda_{\omega} + b t_{\text{о}}, \quad (4.14)$$

здесь λ_{ω} – коэффициент подогрева; b – коэффициент, который для компрессоров горизонтальных двойного действия $b = 0,002$; аммиачных вертикальных простого действия $b = 0,001$; фреоновых вертикальных простого действия $b = 0,0025$.

Эффективная мощность компрессора

$$N_e = \frac{N_i}{\eta_M}, \text{ кВт}, \quad (4.15)$$

где η_M – механический КПД, $\eta_M = 0,9 \dots 0,93$.

Мощность на валу двигателя

$$N_D = (1,1 \dots 1,12) \frac{N_e}{\eta_{II}}, \text{ кВт}, \quad (4.16)$$

где η_{II} – КПД передачи, $\eta_{II} = 0,96 \dots 0,99$.

Теоретический холодильный коэффициент

$$\varepsilon_T = \frac{q_o}{\ell}. \quad (4.17)$$

Действительный холодильный коэффициент

$$\varepsilon_D = \varepsilon_T \eta_I \eta_M. \quad (4.18)$$

Для выбора компрессора необходимо заданную холодопроизводительность пересчитать на стандартную (или нормальную).

Стандартные условия: $t_o = -15 \text{ }^\circ\text{C}$; $t_k = +30 \text{ }^\circ\text{C}$; переохлаждение конденсата $\Delta t = 5 \text{ }^\circ\text{C}$.

Нормальные условия: $t_o = -10 \text{ }^\circ\text{C}$; $t_k = +25 \text{ }^\circ\text{C}$; переохлаждение конденсата $\Delta t = 10 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$\frac{Q}{q_v \lambda} = \frac{Q_c}{q_{vc} \lambda_c}, \text{ откуда } Q_c = Q \frac{q_{vc} \lambda_c}{q_v \lambda}, \quad (4.19)$$

или

$$\frac{Q}{q_v \lambda} = \frac{Q_H}{q_{vH} \lambda_H}, \text{ откуда } Q_c = Q \frac{q_{vH} \lambda_H}{q_v \lambda}. \quad (4.20)$$

По полученной холодопроизводительности при стандартных (или нормальных) условиях из таблиц [2] выбирается компрессор.

Выбираются теплообменные аппараты (конденсатор, переохладитель, испаритель), включенные в схему холодильной установки (рисунок 4.1).

ГЛАВА IV. КОНТРОЛЬ ЗНАНИЙ

1. Перечень вопросов, выносимых на экзамен по учебной дисциплине «Промышленные теплообменные процессы и установки» I часть

1. Теплоносители и их свойства.
2. Классификация теплообменных аппаратов. Коэффициент сохранения тепла аппаратом.
3. Кожухотрубные теплообменные аппараты, работающие без изменения агрегатного состояния теплоносителей (конструкция, принцип действия, способы повышения интенсивности теплообмена).
4. Секционные теплообменные аппараты, работающие без изменения агрегатного состояния теплоносителей (конструкция, принцип действия, преимущество перед кожухотрубными аппаратами).
5. Пластинчатые теплообменные аппараты, работающие без изменения агрегатного состояния теплоносителей (конструкция, принцип действия, преимущества, область применения).
6. Конструктивный расчет рекуперативного теплообменного аппарата (общая схема).
7. Определение числа труб при конструировании кожухотрубного теплообменного аппарата.
8. Способы расположения труб в трубном пучке кожухотрубного теплообменного аппарата.
9. Способы компенсации механических напряжений, возникающих при переменных нагрузках кожухотрубного теплообменного аппарата.
10. Кожухотрубные теплообменные аппараты с линзовым компенсатором на корпусе, работающие с изменением агрегатного состояния одного из теплоносителей (конструкция, принцип действия).

11. Кожухотрубные теплообменные аппараты с U-образными трубами, работающие с изменением агрегатного состояния одного из теплоносителей (конструкция, принцип действия, недостатки).
12. Кожухотрубные теплообменные аппараты с подвижной камерой, работающие с изменением агрегатного состояния одного из теплоносителей (конструкция, принцип действия).
13. Спиральные теплообменные аппараты, работающие с изменением агрегатного состояния одного из теплоносителей (конструкция, принцип действия).
14. Особенности теплового расчета рекуперативных теплообменных аппаратов, работающих с изменением агрегатного состояния одного из теплоносителей.
15. Теплообменные аппараты, работающие с изменением агрегатного состояния обоих теплоносителей (конструкция, принцип действия).
16. Ребристые теплообменные аппараты (особенности конструкции, назначение ребрения, область применения).
17. Расчет ребристых теплообменных аппаратов.
18. Регенеративные теплообменные аппараты с неподвижной насадкой (конструкция, принцип действия, недостатки, область применения).
19. Регенеративные теплообменные аппараты с подвижной насадкой (конструкция, принцип действия, область применения).
20. Камерные смесительные теплообменные аппараты (конструкция, принцип действия, преимущества, недостатки, область применения).
21. Насадочные смесительные теплообменные аппараты (конструкция, принцип действия, преимущества, недостатки, область применения).
22. Струйные смесительные теплообменные аппараты (конструкция, принцип действия, преимущества, область применения).
23. Плёночные смесительные теплообменные аппараты (конструкция, принцип действия, преимущества, область применения).
24. Тепловой расчет безнасадочного (камерного) смесительного теплообменного аппарата (формула объема камеры и пояснения к ней).

25. Тепловой расчет безнасадочного (камерного) смесительного теплообменного аппарата (определение поверхности капель в 1 м^3 скруббера).
26. Тепловой расчет безнасадочного (камерного) смесительного теплообменного аппарата (определение коэффициента теплоотдачи).
27. Тепловой расчет безнасадочного (камерного) смесительного теплообменного аппарата (определение разности температур).
28. Тепловой расчет насадочного смесительного теплообменного аппарата (формула объема насадки и пояснения к ней).
29. Тепловой расчет насадочного смесительного теплообменного аппарата (определение коэффициента теплопередачи).
30. Тепловой расчет насадочного смесительного теплообменного аппарата (определение разности температур).
31. Выпаривание. Отличие процесса выпаривания от кипения чистого растворителя.
32. Физико-химическая температурная депрессия.
33. Принципиальная схема одноступенчатой выпарной установки с параметрами.
34. Материальный баланс процесса выпарки.
35. Тепловой баланс выпарного аппарата. Расход греющего пара на однокорпусную выпарную установку.
36. Принцип многокорпусного выпаривания. Расход греющего пара на первый корпус многокорпусной выпарной установки.
37. Прямоточная схема многокорпусной выпарной установки (принцип действия, преимущества, область применения).
38. Противоточная схема многокорпусной выпарной установки (принцип действия, область применения).
39. Схема многокорпусной выпарной установки с параллельным питанием по раствору (принцип действия, область применения).
40. Гидростатическая температурная депрессия.
41. Гидравлическая температурная депрессия.

42. Полная температурная депрессия. Полная и полезная разности температур.
43. Условие распределения полезной разности температур между корпусами выпарной установки при их одинаковой поверхности теплообмена.
44. Условие распределения полезной разности температур между корпусами выпарной установки при их минимальной поверхности теплообмена.
45. Условие распределения полезной разности температур между корпусами выпарной установки при их одинаковой и минимальной поверхности теплообмена.
46. Конструкция выпарного аппарата с циркуляционной трубой и соосной греющей камерой (схема, принцип действия, область применения).
47. Конструкция выпарного аппарата с естественной циркуляцией и выносным кипятильником (схема, принцип действия, область применения).
48. Конструкция выпарного аппарата с принудительной циркуляцией и выносным кипятильником (схема, принцип действия, область применения).
49. Конструкция выпарного аппарата с естественной циркуляцией, выносным кипятильником и зоной кипения (схема, принцип действия, область применения).
50. Конструкция выпарного аппарата с принудительной циркуляцией, выносным кипятильником и зоной кипения (схема, принцип действия, область применения).

***2. Тематика задач, выносимых на экзамен по учебной дисциплине
«Промышленные теплообменные процессы и установки» I часть***

1. В качестве промежуточного холодильника в воздушном двухступенчатом компрессоре производительностью $G = \dots$ кг/ч используется кожухотрубный теплообменный аппарат. Температура воздуха на выходе из первой ступени сжатия $t_1' = \dots$ °С, на входе во вторую ступень - $t_1'' = \dots$ °С. Температура охлаждающей воды повышается от \dots до \dots °С. Выбрать теплообменный аппарат и определить скорость воды в его трубах.

2. В газовой водяной рекуперативной теплообменнике нагревается ... т/ч воды от ... до ... °С дымовыми газами с температурой ... °С. В процессе теплообмена температура газов снижается до ... °С. Определить расход газов, если их средняя массовая изобарная теплоемкость $c_p = \dots$ кДж/(кг*К). Найти поверхность теплообмена аппарата при условии, что коэффициент теплопередачи составляет ... Вт/(м²*К).
3. В производственной котельной для обеспечения коммунально-бытовых нагрузок промышленного предприятия необходимо установить сетевой подогреватель. Расход сетевой воды составляет $G = \dots$ т/ч, а ее температура на входе в котельную $t'_в = \dots$ °С, на выходе - $t''_в = \dots$ °С. Давление сухого насыщенного водяного пара на сетевой подогреватель $p = \dots$ МПа. Выбрать теплообменный аппарат и определить скорость воды в его трубах. Определить расход греющего пара.
4. Для подогрева водопроводной воды с температурой ... °С на цели горячего водоснабжения цеха используется кожухотрубный теплообменный аппарат. Потребность в горячей воде составляет ... т/ч при температуре ... °С. В качестве греющего теплоносителя используется сетевая вода, температура которой понижается в теплообменнике от ... до ... °С. Выбрать теплообменный аппарат. Определить расход сетевой воды и скорость ее в трубах подогревателя.
5. Расход воды потребителем на нужды горячего водоснабжения составляет ... т/ч, подогрев которой в водовой теплообменнике от ... до ... °С осуществляется сетевой водой. Температура сетевой воды на входе в аппарат $t'_1 = \dots$ °С, а на выходе - $t''_1 = \dots$ °С. Выбрать теплообменный аппарат и определить скорость воды на горячее водоснабжение в его трубах.
6. В сетевом подогревателе нагревается вода от ... до ... °С сухим насыщенным водяным паром давлением $p = \dots$ МПа. Расход пара $D = \dots$ т/ч. Выбрать нормализованный теплообменный аппарат и определить скорость воды в его трубах.

7. Сетевая вода расходом ... т/ч нагревается вода от ... до ... °С в кожухотрубном подогревателе сухим насыщенным водяным паром давлением $p = \dots$ МПа. Выбрать нормализованный теплообменный аппарат и определить скорость воды в его трубах.
8. В рекуперативном теплообменнике органическая жидкость нагревается вода от ... до ... °С сухим насыщенным водяным паром давлением $p = \dots$ МПа, расход которого составляет ... т/ч. Теплофизические свойства раствора: средняя теплоемкость $c_p = \dots$ кДж/(кг*К); плотность $\rho = \dots$ кг/м³. Выбрать теплообменный аппарат и определить скорость раствора в его трубах.
9. Рекуперативный теплообменник имеет следующие технические характеристики: поверхность теплопередачи - ... м², количество труб - ..., наружный диаметр труб - ... мм, толщина стенки трубы - ... мм, длина труб, - ..., число ходов - Определить скорость воды в трубах теплообменника, если ее расход составляет ... т/ч, а средняя плотность - ... кг/м³.
10. Параметры теплоносителей в кожухотрубном конденсаторе: давление водяного пара (сухой насыщенный) -... МПа, раствор нагревается в теплообменнике от ... до ... °С. Решить вопрос о необходимости реализации в теплообменнике компенсации механических напряжений при переменных нагрузках аппарата.
11. Поверхность теплопередачи ...-ходового кожухотрубного аппарата ... м². Средний диаметр труб ... мм, их число - Определить длину труб теплообменника.
12. Определить поверхность теплопередачи трехсекционного теплообменного аппарата со следующими геометрическими характеристиками: средний диаметр труб – ... мм, число труб ..., а их длина ... м.
13. Определить расход сухого насыщенного водяного пара давлением ... МПа в атмосферный деаэратор, куда поступает для дегазации ... т/ч химически обработанной воды с температурой ... °С. Давление в деаэраторе 0,12 МПа. Выпаром пренебречь.

14. Определить среднюю разность температур между теплоносителями в скруббере, предназначенном для охлаждения воздуха водой, температура которой в аппарате повышается от ... до ... °С. Расход воздуха составляет ... кг/ч, а его температура на входе в скруббер ... °С. Энтальпия воздуха в скруббере понижается от ... до ... кДж/кг.
15. Определить расход вторичного пара и производительность выпарной установки по упаренному раствору с концентрацией ... %, если в нее подается ... кг/ч раствора соли с концентрацией ... %.
16. Определить расход сухого насыщенного водяного пара давлением $p_n = \dots$ МПа в греющую камеру однокорпусной выпарной установки, предназначенной для упаривания ... кг/ч водного раствора от начальной концентрации $b_n = \dots$ % до конечной – $b_k = \dots$ %. Раствор поступает в аппарат подогретым до температуры кипения $t_n = t_k = \dots$ °С. Теплоемкость растворенного вещества $c_{\text{сух}} = \dots$ кДж/(кг·К). Давление в аппарате $p_{\text{ап}} = \dots$ МПа.
17. Определить физико-химическую температурную депрессию в выпарном аппарате, абсолютное давление в котором ... МПа, если температура кипения раствора ... °С.
18. Давление в паровом пространстве выпарного аппарата ... МПа. Высота труб греющей камеры ... м. Средняя плотность раствора $\rho = \dots$ кг/м³. Определить гидростатическую температурную депрессию.
19. Определить полезную разность температур однокорпусной выпарной установки, если давления греющего и вторичного пара соответственно равны ... и ... МПа. Величины температурных депрессий: физико-химической ... °С, гидростатической ... °С, гидравлической ... °С.

***3. Перечень вопросов, выносимых на экзамен по учебной дисциплине
«Промышленные теплообменные процессы и установки» II часть***

1. Характеристика бинарных смесей нерастворимых компонентов. Закон Дальтона.
2. Характеристика бинарных смесей взаимно растворимых компонентов. Закон Рауля.
3. Диаграммы смесей взаимно растворимых компонентов: фазовая t-x-y-диаграмма, диаграмма равновесия, их практическое применение.
4. Простая дистилляция (схема установки, процесс дистилляции на фазовой t-x-y-диаграмме, недостатки процесса однократной дистилляции).
5. Ректификация (определение, схема установки).
6. Теплообменные процессы на контактных устройствах ректификационных колонн.
7. Материальный баланс ректификационной установки.
8. Тепловой баланс ректификационной колонны.
9. Определение расхода греющего пара в кипятильник ректификационной установки.
10. Флегмовое число (определение, минимальное и рабочее флегмовое число).
11. Графоаналитический метод определения числа тарелок в ректификационной колонне.
12. Определение геометрических размеров колонны (диаметр).
13. Определение геометрических размеров колонны (высота).
14. Сушка влажного материала (определение, виды сушки, материальный баланс сушильной камеры по влаге, виды связи влаги с материалом).
15. Кривые сушки и скорости сушки.
16. Материальный баланс процесса сушки.
17. Принципиальная схема воздушной сушильной установки. Параметры сушильной установки.

18. Полный материальный баланс сушильной камеры.
19. Определение удельного расхода сушильного агента (вывод выражения).
20. Тепловой баланс сушилки.
21. Определение составляющих теплового баланса сушилки.
22. КПД сушильной камеры и сушильной установки.
23. Внутренний тепловой баланс сушильной камеры.
24. Изображение теоретического процесса сушки в I, d - диаграмме сушильного агента.
25. Изображение действительного процесса сушки в I, d - диаграмме сушильного агента.
26. Определение удельного и часового расхода сушильного агента (воздуха) на сушильную установку.
27. Способы подвода теплоты к высушиваемому материалу. Классификация сушилок по способу подвода теплоты.
28. Конвективные сушилки (камерные, туннельные): устройство, назначение, принцип действия.
29. Конвективные сушилки с кипящим слоем (принцип взвешенного слоя, схема установки, область применения, преимущества, недостатки).
30. Пневмотранспортные сушилки (принцип действия, схема установки, область применения, преимущества, недостатки).
31. Аэрофонтанные сушилки (принцип действия, схема установки, область применения).
32. Конвективные барабанные сушилки (принцип действия, схема установки, область применения).
33. Распылительные сушилки (область применения, принцип действия, схема установки)
34. Контактные сушилки (вальцовые, цилиндрические): область применения, схема установки, принцип действия.
35. Трансформаторы теплоты (определение, классификация, виды используемой внешней энергии).

36. Классификация компрессионных холодильных установок, изображение их на T,s -диаграмме хладагента.
37. Принципиальная схема и процессы в одноступенчатой парожидкостной компрессионной холодильной установке.
38. Цикл одноступенчатой парожидкостной компрессионной холодильной установки в T,s - диаграмме хладагента.
39. Цикл одноступенчатой парожидкостной компрессионной холодильной установки в i,s - и $i,lg p$ - диаграммах хладагента.
40. Энергетический баланс парожидкостной компрессионной холодильной установки. Определение составляющих баланса. Холодильный коэффициент.
41. Методы повышения эффективности работы компрессионных холодильных установок (переохлаждение конденсата).
42. Сухой ход компрессора, как метод повышения эффективности работы компрессионных холодильных машин.
43. Методы повышения эффективности работы компрессионных холодильных установок (многоступенчатое сжатие: область и эффективность применения).
44. Холодильные агенты (виды, краткая характеристика).
45. Хладоносители (назначение, виды, область применения).
46. Характеристики отдельных элементов компрессионных холодильных установок (компрессоры, испарители, конденсаторы).
47. Схема абсорбционной холодильной установки (АХУ) и описание ее работы.
48. Энергетический баланс АХУ.
49. Процессы работы абсорбционной холодильной установки на i,ξ - диаграмме (хладагент-абсорбент).
50. Вспомогательное оборудование тепломассообменных установок. Конденсатоотводчики (назначение, виды, выбор).

**4. Тематика задач, выносимых на экзамен по учебной дисциплине
«Промышленные теплообменные процессы и установки» II часть**

1. Определить производительность ректификационной установки по готовому продукту с концентрацией летучего ... % , если в нее подается ... кг/ч исходной смеси этанол - вода концентрацией ... % . Содержание низкокипящего компонента в кубовом остатке ... % .
2. Ректификационная установка производит ... кг/ч готового продукта с концентрацией летучего в нем ... % . Найти часовую потребность установки в исходной смеси метанол – вода концентрацией ... % , если выводимый из колонны кубовый остаток содержит ... % летучего.
3. Производительность ректификационной колонны по готовому продукту, содержание летучего в котором ... % , составляет ... кг/ч. Определить расход кубового остатка, выводимого из колонны с концентрацией ... % , если содержание низкокипящего компонента в исходной смеси бензол – толуол ... % .
4. Определить действительное число тарелок в ректификационной колонне установки по перегонке смеси этанол – вода при следующих параметрах ее работы: концентрация летучего компонента в исходной смеси ... % , в готовом продукте ... % , в кубовом остатке ... % . Рабочее флегмовое число $R = \dots$ КПД тарелки $\eta_T = \dots$
5. Ректификационная установка предназначена для перегонки бинарной смеси этанол – вода с содержанием летучего компонента ... % . Определить расход флегмы в колонну, если производительность установки по готовому продукту концентрацией ... % составляет ... кг/ч.
6. Определить теоретическое число тарелок в ректификационной колонне установки по перегонке смеси метанол - вода при следующих параметрах ее работы: концентрация летучего компонента в исходной смеси ... % , в готовом продукте ... % , в кубовом остатке ... % .
7. Определить удельный (на 1 кг испаренной из материала в теоретической сушилке влаги) расход сухого насыщенного водяного пара давлением

- ... МПа на калорифер (переохлаждение конденсата отсутствует), в котором подогревается сушильный агент (воздух). Температура воздуха на входе в сушилку ... °С, на выходе из нее – ... °С. Параметры атмосферного воздуха $t_0 = \dots$ °С, $d_0 = \dots$ г/кг.
8. Определить часовой расход сушильного агента (воздуха) на теоретическую сушилку производительностью ... кг/ч по высушенному материалу, влажность которого в процессе сушки уменьшилась с ... до ... %. Температура воздуха в сушильной камере изменилась от ... до ... °С. Влажность атмосферного воздуха $d_0 = \dots$ г/кг.
 9. Определить удельный расход сушильного агента (воздуха) в теоретической сушилке, если его температура на входе в сушильную камеру составляет ... °С, а на выходе из нее – ... °С. Влажность атмосферного воздуха $d_0 = \dots$ г/кг.
 10. Определить часовой расход сухого насыщенного водяного пара давлением ... МПа на калорифер теоретической сушильной установки, в которой высушивается ... кг/ч материала от начальной влажности ... % до конечной - ... % воздухом, предварительно подогреваемом в калорифере до ... °С. Температура воздуха в сушилке снижается до ... °С. Параметры атмосферного воздуха $t_0 = \dots$ °С, $d_0 = \dots$ г/кг.
 11. Определить холодильный коэффициент аммиачной компрессионной холодильной установки, работающей без переохлаждения конденсата хладагента при следующих параметрах: температура аммиака в испарителе $t_0 = \dots$ °С, температура конденсации его в конденсаторе $t_k = \dots$ °С.
 12. Определить изменение холодильного коэффициента аммиачной компрессионной холодильной установки при введении в ее цикл переохлаждения жидкого хладагента на ... °С. Температура конденсации аммиака в конденсаторе $t_k = \dots$ °С, кипения в испарителе $t_0 = \dots$ °С.
 13. Давление паров хладагента на всасе в компрессор аммиачной компрессионной холодильной установки $p_0 = \dots$ МПа, давление нагнетания $p_k = \dots$ МПа.

Определить холодильный коэффициент машины, работающей без переохлаждения конденсата хладагента.

14. Давление паров хладагента на всасе в компрессор аммиачной компрессионной холодильной установки $p_0 = \dots$ МПа, давление нагнетания $p_k = \dots$ МПа. Определить холодильный коэффициент машины, работающей с переохлаждением конденсата хладагента на $\Delta t_{\text{охл}} = \dots$ °С.
15. Определить расход хладагента в аммиачной компрессионной холодильной установке холодопроизводительностью $Q_0 = \dots$ кВт, работающей при следующих параметрах: температура аммиака в испарителе $t_0 = \dots$ °С, температура конденсации его в конденсаторе $t_k = \dots$ °С, переохлаждение жидкого хладагента $\Delta t_{\text{охл}} = \dots$ °С.
16. Определить расход охлаждающей воды в конденсаторе аммиачной компрессионной холодильной установки холодопроизводительностью $Q_0 = \dots$ кВт. Давление паров хладагента на всасе в компрессор $p_0 = \dots$ МПа, давление нагнетания $p_k = \dots$ МПа. Обеспечить сухой ход компрессора. Переохлаждение хладагента отсутствует. Температура воды в конденсаторе повышается на \dots °С.
17. Определить расход рассола в испарителе аммиачной компрессионной холодильной установки холодопроизводительностью $Q_0 = \dots$ кВт, если рассол понижает свою температуру на \dots °С, а его теплоемкость $c = \dots$ кДж/(кг·К).