

16+



Мостовенко Л.В., Белоглазов В.П.

# ОСНОВЫ ПРОМЫШЛЕННОЙ ТЕПЛОЭНЕРГЕТИКИ



Учебное пособие

Нижневартовск  
НВГУ  
2022

Министерство образования и науки Российской Федерации  
ФГБОУ ВО «Нижевартовский государственный университет»

**Л.В. Мостовенко**

**В.П. Белоглазов**

# **ОСНОВЫ ПРОМЫШЛЕННОЙ ТЕПЛОЭНЕРГЕТИКИ**

*Учебное пособие*

Нижевартовск  
НВГУ  
2022

УДК 621.1.016.4(07)  
ББК 31.3я73  
М 84

16+

Печатается по решению  
Ученого совета ФГБОУ ВО «Нижевартовский государственный университет»  
протокол № 1 от 18 января 2022

Рецензенты: д-р техн. наук, *Парамонов А.М.*;  
д-р техн. наук, *Ведрученко В.Р.*

**Мостовенко Л.В., Белоглазов В.П.**

**М 84**      **Основы промышленной теплоэнергетики** : учебное пособие / Л.В. Мостовенко,  
В.П. Белоглазов. Нижневартовск: изд-во НВГУ, 2021. 124 с.

**ISBN 978-5-00047-661-1**

В учебном пособии изложен теоретический материал для ознакомления с устройством и принципом работы сушильной, кислородной и выпарной установки, показаны основы конструктивного и поверочного расчета теплообменных аппаратов, представлена готовая методика расчета с вариантами для выполнения расчетно-графической работы студентов.

Для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению подготовки 13.03.01 «Теплоэнергетика и теплотехника» и курсов повышения квалификации по дисциплинам «Тепломассообменное оборудование предприятий», «Основы промышленной теплоэнергетики», «Выпарные установки», «Сушильные аппараты и установки».

**ББК 31.3я73**

ISBN 978-5-00047-661-1



© Мостовенко Л.В., Белоглазов В.П., 2022

© НВГУ, 2022

## ОГЛАВЛЕНИЕ

|   |     |
|---|-----|
| ВВЕДЕНИЕ .....  | 5   |
| Тема 1. Сушильные установки .....   | 6   |
| 1.1. Основные понятия .....   | 6   |
| 1.2. Классификация аппаратов .....  | 7   |
| 1.3. Область применения.....  | 9   |
| 1.4. Основы методики расчета.....   | 14  |
| ВОПРОСЫ ДЛЯ ЗАЩИТЫ ПО ТЕМЕ «СУШИЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ» .....  | 29  |
| Тема 2. Воздухоразделительные установки.....  | 31  |
| 2.1. Основные понятия .....   | 31  |
| 2.2. Классификация аппаратов .....  | 40  |
| 2.3. Область применения.....  | 45  |
| 2.4. Основы методики расчета.....   | 46  |
| ВОПРОСЫ ДЛЯ ЗАЩИТЫ ПО ТЕМЕ «ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ» .....                                | 70  |
| Тема 3. Выпарные аппараты.....  | 71  |
| 1.1. Основные понятия .....   | 71  |
| 1.2. Классификация аппаратов .....  | 72  |
| 1.3. Область применения.....  | 73  |
| 1.4. Основы методики расчета.....   | 76  |
| ВОПРОСЫ ДЛЯ ЗАЩИТЫ ПО ТЕМЕ «ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ» .....   | 93  |
| БЛОК ТЕСТОВЫХ ЗАДАНИЙ КО ВСЕМУ КУРСУ ДИСЦИПЛИНЫ РАЗДЕЛ «СУШИЛЬНЫЕ<br>УСТАНОВКИ» .....             | 94  |
| БЛОК ТЕСТОВЫХ ЗАДАНИЙ КО ВСЕМУ КУРСУ ДИСЦИПЛИНЫ РАЗДЕЛ<br>«ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ» ..... | 101 |
| БЛОК ТЕСТОВЫХ ЗАДАНИЙ КО ВСЕМУ КУРСУ ДИСЦИПЛИНЫ РАЗДЕЛ «ВЫПАРНЫЕ<br>УСТАНОВКИ» .....              | 108 |
| БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК .....  | 114 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ А. I-d Диаграмма.....  | 116 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ Б. I-d Диаграмма.....  | 117 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ В. Кислород (O <sub>2</sub> ) .....  | 118 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ Г. Азот (N <sub>2</sub> ) .....  | 119 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ Д. Диаграмма T-S для воздуха.....  | 120 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ Е. Физические свойства раствора NaOH в воде.....                                       | 121 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ Ж. Термодинамические свойства воды и водяного пара на линии насыщения .....            | 122 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ З. Теплофизические свойства глицериновой воды.....                                     | 123 |

## ВВЕДЕНИЕ

Вопрос изучения теплообменных аппаратов до сих пор не потерял свою актуальность. Благодаря развитию теплофизики и созданию новых типов растворов все так же важны вопросы доведения состояния исследуемых веществ до их определенных термодинамических параметров. Это возможно при таких процессах, как осушка или выпаривание.

Задачей учебного пособия является изучение различных тепломассообменных аппаратов, как поверхностного, так и контактного типа теплообмена, а также формирование профессиональных навыков и компетенций у обучающихся в части тепловых поверочных и конструктивных расчетов аппаратов.

Материал пособия изложен в формате теоретической подготовки по определенному типу аппарата, объяснения его теплового и, если необходимо, материального расчетов, облегчающего понимание причинно-следственных связей влияния отдельных параметров движения теплоносителей для выбора и последующей проверки основных конструктивных характеристик теплообменного аппарата. Также в данном пособии присутствует ряд практических заданий с вариантами для решения; контрольные проверочные вопросы после каждой главы и тестовая база для проверки полученных знаний. Это должно в дальнейшем облегчить понимание работы всех видов теплообменных аппаратов. Приведенные методики соответствуют современным требованиям и рекомендациям существующих нормативных документов в области проектирования теплообменных аппаратов.

Учебное пособие содержит методики расчета сушильного, воздухоразделительного и выпарного типа при различных конструкциях проточной части, применяемые обучающимся в рамках курсового проектирования и изучения конструкции данных аппаратов.

Данный комплект заданий позволяет получить навык оптимизации параметров тепловых технологических процессов и разработка оптимальных схем установок, использующих тепло, с целью экономии энергетических ресурсов и улучшения качества продукции в технологических процессах; а также разрабатывать новые конструкции теплопередающих и теплоиспользующих установок, обладающих улучшенными эксплуатационными и технико-экономическими характеристиками.

# Тема 1. СУШИЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ

## 1.1. Основные понятия

**Сушка** – это термический процесс удаления из твердых материалов или растворов содержащейся в них влаги за счет ее испарения или выпаривания. Этим сушка отличается от других методов удаления влаги, например, путем поглощения ее химическими реагентами или механического отделения.

Изделия или материалы приходится сушить в зависимости от их назначения. Топливо, например, сушат для увеличения теплоты сгорания (улучшения процесса горения), древесину – для увеличения прочности, предохранения от загнивания и плесени, различные изделия – для увеличения долговечности, облегчения обработки и т. п. Ряд материалов подвергается сушке для уменьшения их веса и удешевления перевозки, для изменения физических свойств (например, уменьшения теплопроводности), с целью консервирования (пищевые продукты) и т. п.

Сушка материалов может происходить **естественным путем** – на открытом воздухе и **искусственным путем** – в сушилках.

При **естественной сушке** материал можно высушить только до влажности, близкой к равновесной, соответствующей параметрам окружающего воздуха и в ряде случаев не отвечающей требованиям последующей технологической обработки материалов.

**Равновесное состояние (термодинамическое равновесие)** – состояние термодинамической системы, при котором параметры состояния остаются постоянными во времени. Равновесное состояние устанавливается в системе, изолированной от окружающей среды, и сохраняется в ней произвольно долгое время. Во всех частях системы, находящейся в таком состоянии, температура одинакова.

У **искусственной же сушки** есть свои определенные достоинства относительно естественной: продолжительность сушки занимает значительно меньше времени.

Применяя механические способы обезвоживания материалов (отжатие, центрифугирование, отсасывание влаги или фильтрование), можно удалить из них только часть влаги. Влага, которую можно удалить механическим способом, не имеет прочной связи с материалом. Механическое обезвоживание экономичнее тепловой сушки материала. Однако механическое обезвоживание обеспечивает только частичное удаление свободной влаги, поэтому обычно его комбинируют с последующей тепловой сушкой.

## 1.2. Классификация аппаратов

1. **По способу подвода тепла** различают следующие типы сушилок:

А) **конвективные**, когда тепло необходимо для испарения влаги из материала, передается от воздуха, топочных газов или перегретого пара сушиму материалу путем непрерывного или периодического соприкосновения, путем конвекции.

Б) **контактные**, или **кондукционные**, когда тепло, необходимо для испарения влаги из материала, передается ему от горячей поверхности или от жидкости, соприкасающейся с материалом, имеющим обычно температуру выше 100°C;

В) **сушка в поле токов высокой или промышленной частоты**, когда температура внутри материала повышается и благодаря этому влага из внутренних слоев быстро продвигается к поверхности и испаряется в окружающую среду.

Кроме того, применяются комбинированные способы сушки: конвективно-контактная сушка, сушка токами высокой частоты в комбинации с конвективной, терморadiационная и т.п.

2. В зависимости от **давления сушильного агента в рабочем пространстве** различают **атмосферные сушилки**, в которых высушивание материала происходит при атмосферном или незначительно отличающемся от него давлении, и **вакуумные сушилки**, работающие при давлении в сушильной камере, значительно меньшем атмосферного.

3. **По характеру работы** различают сушилки периодического действия с периодической загрузкой и выгрузкой всего высушиваемого материала и непрерывного действия, в которых загрузка и выгрузка материала производятся непрерывно (ленточные, конвейерные и им подобные сушилки), или же через определенные промежутки времени с одной стороны загружается часть помещаемого материала с другой стороны сушилки – коридорные сушилки.

4. В зависимости от **применяемого сушильного агента** различают сушилки, использующие воздух, и сушилки на топочных газах. Для материалов, которые при сушке не должны соприкасаться с кислородом воздуха, могут получить применение установки с использованием в качестве сушильного агента перегретого пара или других инертных газов.

5. **По движению сушильного агента** относительно высушиваемого материала различают сушилки, работающие прямотоком, когда направления движения высушиваемого материала и сушильного агента совпадают, работающие противотоком, когда направления эти противоположны, сушилки с перекрестным током, при котором направления движения материала и сушильного агента перпендикулярны одно другому, и, наконец, сушилки с реверсивным током, когда направление движения сушильного агента относительно материала переменено.

6. **По принципу циркуляции сушильного агента** различают установки с естественной циркуляцией, в которых движение сушильного агента внутри камеры происходит вследствие разности плотностей газа в различных частях камеры и с искусственной циркуляцией, в которых движение сушильного агента осуществляется при помощи центробежных или осевых вентиляторов или струйных насосов-эжекторов.

7. По способу нагрева сушильного агента различают сушилки с паровым обогревом, в которых нагревание сушильного агента происходит в поверхностных подогревателях при помощи пара с давлением от 3 до 10 атм, причем сушильный агент (воздух) нагревается обычно до 60-145°C. Повышение температуры нагрева и, следовательно, необходимого давления, греющего пара еще больше удорожает оборудование сушилок. В последние годы ведутся работы по изысканию новых высококипящих теплоносителей, которые могли бы позволить подогреть сушильный агент до высоких температур (300-400 °С).

В случаях, когда требуется подавать в сушилку чистый воздух с температурой 300-350°C, применяется подогрев воздуха в газовых рекуперативных подогревателях (обычно в трубчатых). Греющим теплоносителем служат топочные газы от специальной топки.

Если допускается некоторое загрязнение сушимого материала, то применяют сушку смесью топочных газов с воздухом. Установки с электрическим подогревом сушильного агента в настоящее время применяются только в лабораторных условиях.

**Сушильный агент** – воздух или другой газ – может подогреваться в самой сушильной камере или в выносных подогревателях до ввода его в сушилку. Если материал не выдерживает высоких начальных температур, применяется схема с промежуточным подогревом сушильного агента – между отдельными зонами сушилки.

8. По кратности использования сушильного агента в рабочей камере различают сушилки с однократным использованием сушильного агента и с рециркуляцией. В сушилках с рециркуляцией происходит частичный возврат отработавшего сушильного агента в сушильную камеру для повторной циркуляции. При этом производится частичный выхлоп влажного и присос свежего воздуха.

Сушилки, в которых производится полная или частичная замена отработавшего – влажного – воздуха сухим, называются сушилками с воздухообменом. Существуют сушилки, которые работают без воздухообмена, или, как говорят, с замкнутой циркуляцией сушильного агента. Постоянная влажность воздуха в этих сушилках достигается непрерывной осушкой воздуха при помощи контактного или поверхностного теплообменника – конденсатора. Такие сушилки называются конденсационными.

9. По конструктивным признакам различают камерные, коридорные, шахтные, ленточные, конвейерные, барабанные, трубчатые и многие другие конструкции сушилок. Общая информация для удобства анализа сушильных аппаратов сведена в таблице 1.2.1.

Таблица 1.2.1

**Классификация сушилок**

| Признак классификации   | Типы сушилок  |
|---|---|
| Способы подвода тепла к материалу                                       | Конвективные, контактные (сушка на горячих поверхностях), радиационные (сушка инфракрасными лучами); электрические (сушка в электрическом поле)               |
| Давление в рабочем пространстве.<br>Способ действия.<br>Сушильный агент | Атмосферные, вакуумные<br>Периодического или непрерывного действия<br>Воздух, топочные газы, смесь воздуха с топочными газами, перегретый пар и инертные газы |

| Признак классификации  | Типы сушилок  |
|--|---|
| Направление движения сушильного агента сушильного агента относительно материала. Характер циркуляции сушильного агента | С прямотоком, противотоком, перекрестным током, реверсивным потоком.<br>С естественной и принудительной циркуляцией.      |
| Способ нагрева сушильного агента   | С паровыми воздухоподогревателями, огневыми воздухоподогревателями, путем смешения с топочными газами, с электронагревом. |
| Схема нагрева сушильного агента  | С централизованным подогревом, с подогревом индивидуальными агрегатами и с промежуточным подогревом                       |
| Кратность использования сушильного агента  | Однократные и с рециркуляцией   |
| Способ удаления влаги из сушилки   | С воздухообменом, конденсационные и с химическим поглощением влаги  |
| Конструкция сушилки  | Коридорная, камерная, шахтная, ленточная, конвейерная, барабанная, трубчатая и т.п.                                       |

### 1.3. Область применения

#### Сушка материалов горячим воздухом

##### Сушилки с рециркуляцией.

**Рециркуляция**, в данном случае, рассматривается как частичный возврат отработавшего воздуха в сушилку для повторного его использования.

На выходе из сушилки поток отработавшего влажного воздуха с параметрами, соответствующими точке С или  $C_1$ , разветвляется: часть воздуха выпускается в атмосферу, а другая возвращается к вентилятору. Вместо выброшенного отработавшего воздуха в систему подается такое же количество свежего воздуха с параметрами, соответствующими точке А. Свежий воздух смешивается с отработавшим. Полученная смесь с параметрами точки М нагревается в калорифере до состояния, характеризующегося точкой  $B_1$ , и поступает в сушилку. На выходе из сушильной камеры поток смеси снова разветвляется и т. д. На I-d диаграмме процесс в такой теоретической сушилке изображается линией  $AMB_1C_1M$  рисунке 1.3.1.

Возврат отработавшего воздуха значительно увеличивает количество циркулирующего воздуха, а, следовательно, и расход энергии на вентилятор.

Рециркуляция сушильного агента применяется, как правило, при сушке деформирующихся материалов, досок, деревянных и керамических изделий и тому подобных материалов, требующих во избежание их растрескивания значительного содержания влаги в сушильном агенте для уменьшения интенсивности испарения влаги с поверхности материала.

При работе без рециркуляции необходимо было бы увлажнять сушильный агент перед вводом в сушильную камеру и затрачивать на это дополнительное тепло. Применение рециркуляции позволяет вести сушку при высоких влагосодержаниях сушильного агента без расхода тепла на его увлажнение. Кроме того, при рециркуляции возможно регулирование

влажности воздуха в сушильной камере, благодаря чему улучшается качество высушиваемого материала.

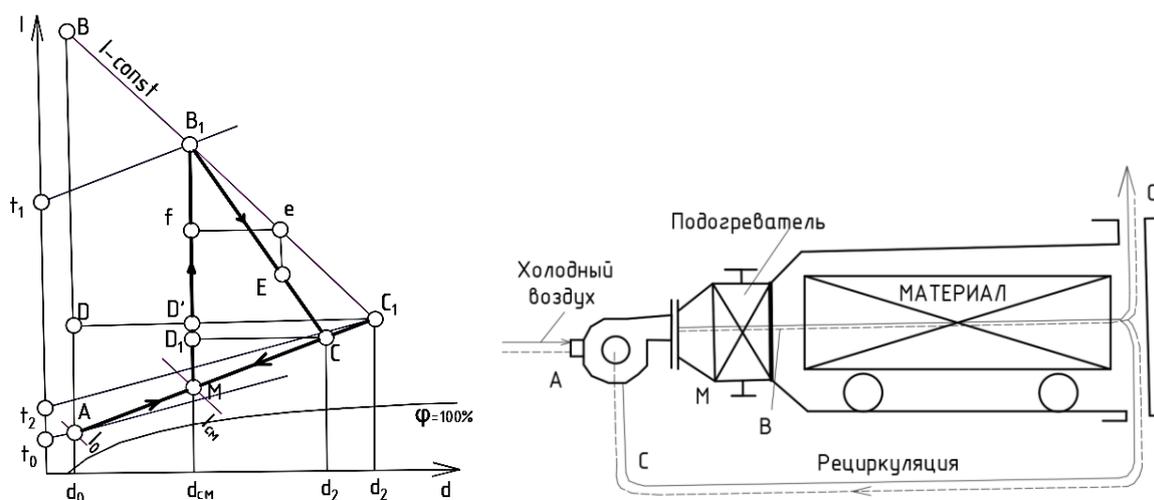


Рис. 1.3.1. Схема сушилки с рециркуляцией воздуха и процесс сушки на I-d диаграмме (зависимость энтальпии-влажностержания)

Рециркуляцию воздуха применяют и для недеформируемых материалов, не требующих обязательной сушки во влажном воздухе.

Применение рециркуляции не дает экономии тепла в теоретическом процессе, т.к. при одинаковых начальных и конечных параметрах сушильного агента треугольники  $ABC_1$  и  $MB_1C_1$  подобны, а, следовательно, и расходы тепла в обоих теоретических процессах одинаковы. Однако при рециркуляции увеличивается скорость воздуха относительно материала, повышается коэффициент теплообмена и сокращается продолжительность сушки материалов, не склонных к растрескиванию, что приводит к уменьшению расхода тепла. При выборе кратности циркуляции сушильного агента в рециркуляционной сушилке экономию тепла и сокращение других эксплуатационных расходов на нее необходимо сравнить с увеличением расхода средств на электрическую энергию для привода вентилятора значительно большей производительности.

### Сушилки с промежуточным подогревом воздуха.

Сушилка с промежуточным подогревом воздуха состоит из нескольких зон, в каждой из которых воздух участвует в простом сушильном процессе, подогреваясь на промежуточных поверхностях нагрева  $F_1, F_2, F_3$  до требуемых начальных температур  $t_1', t_1'', t_1'''$  или до одной и той же температуры, как это показано на рисунке 1.3.2.

Построение действительного процесса выполняется для каждой ступени отдельно, так же, как и для простой сушилки с однократным использованием сушильного агента.

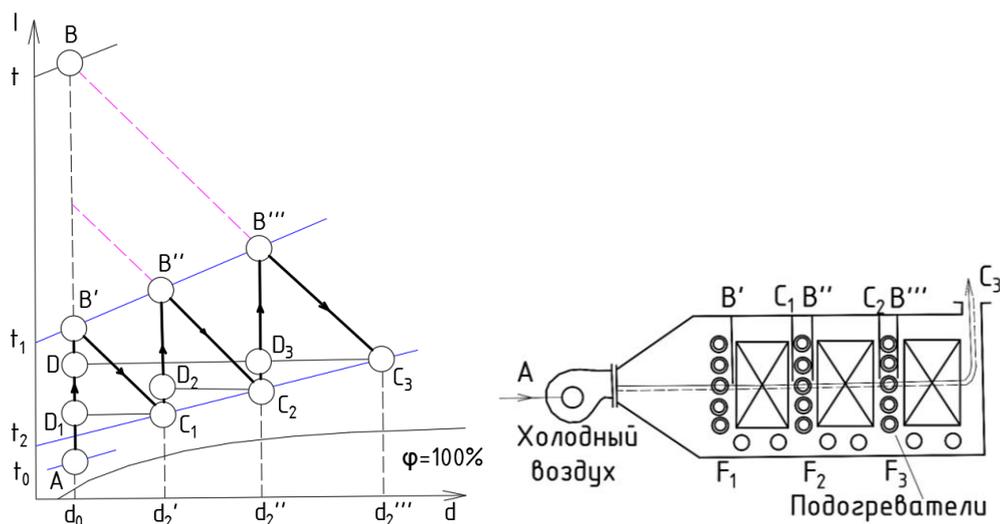


Рис. 1.3.2 Схема сушилки с промежуточным подогревом воздухом и ее процесс на I-d диаграмме.

### Сушилки с промежуточным подогревом и рециркуляцией воздуха.

Схема и процесс на I-d диаграмме сушилки с промежуточным подогревом между отдельными ступенями и рециркуляцией воздуха между ступенями и по всей сушилке показаны на рисунке 1.3.3. Рециркуляция воздуха осуществляется при помощи осевых вентиляторов, установленных на общем валу, приводимом в движение электродвигателем. Эти вентиляторы многократно прогоняют воздух через штабель сушеного материала, выбрасывают часть этого воздуха в следующий штабель и взамен его подсосывают такое же количество воздуха из предыдущей ступени. Вентилятор (первый по счету от электродвигателя) подсосывает смесь из свежего воздуха, характеризующегося параметрами точки А, с рециркулирующим воздухом после третьего штабеля, характеризующимся параметрами точки С. Эта смесь с параметрами точки М снова смешивается с воздухом, возвращающимся из первой ступени, который имеет параметры, соответствующие точке С1, в результате чего образуется смесь, имеющая параметры точки М1. Смесь в точке М1 подогревается в первом калорифере, энтальпия ее увеличивается (точка В1); проходя через первый штабель, она изменяет параметры по линии  $I = \text{const}$ . Конечной точкой процесса в первой ступени является точка С1, в которой цикл замыкается. В следующих ступенях происходят аналогичные процессы, которые также изображены на i-d-диаграмме на рисунке 1.3.3.

Полный процесс в сушилке изображается тремя элементарными процессами в отдельных ступенях с частичным возвратом сушильного агента:  $MM_1B_1C_1M$ ,  $C_1M_2B_2C_2M_2$  и  $C_2M_3B_3C_3M_3$  и процессом смешения рециркулирующего воздуха, характеризующегося параметрами точки С, с наружным воздухом, параметры которого отвечают точке А, в результате чего получается смесь, параметры которой соответствуют точке М. Расход свежего воздуха равен, кг/кг:

$$l = 1000 / DCM_d, \quad (1)$$

где  $M_d$  – масштаб по оси влагосодержаний; где отрезок DC соответствует  $(d_2 - d_0)$  в миллиметрах.

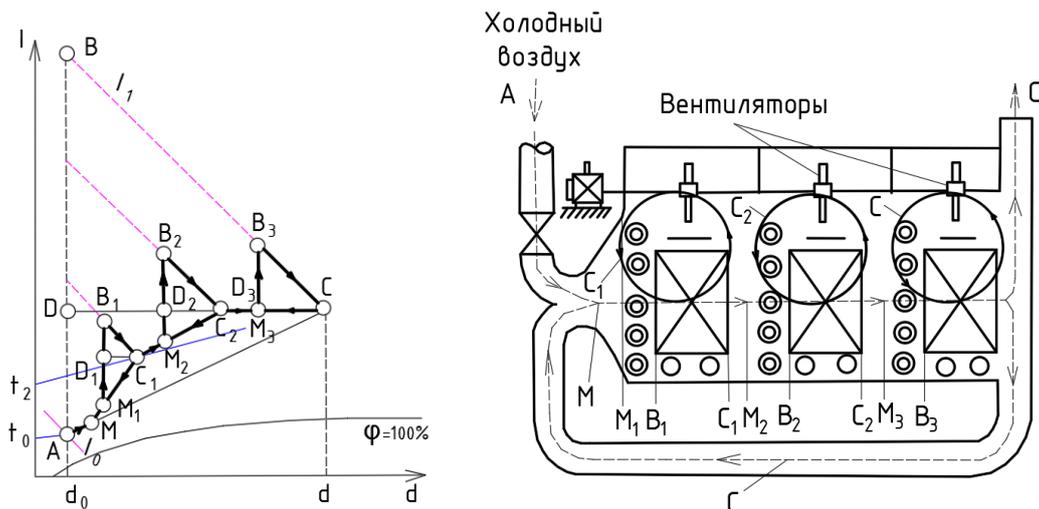


Рис. 1.3.3. Сушилка с промежуточным подогревом и рециркуляцией воздуха.

Такое же количество отработавшего воздуха выбрасывается в атмосферу через выхлопную трубу, расположенную за третьим штабелем.

Расход воздуха, кг/кг, по отдельным ступеням определяется так:

$$l_1 = \frac{1000}{D_1 C_1 M_d}, l_2 = \frac{1000}{D_2 C_2 M_d}, l_3 = \frac{1000}{D_3 C M_d} \quad (2)$$

Расход тепла, кДж/кг:

$$q = ABM_1 \cdot \frac{1000}{DCM_d}, \quad (3)$$

где разность  $I_1 - I_0$  на диаграмме выражается длиной отрезка АВ (мм), умноженной на соответствующий масштаб энтальпии, т. е.  $I_1 - I_0 = AB \cdot M_1$ .

Сушилки с промежуточным подогревом и рециркуляцией воздуха по сравнению с предыдущими требуют еще большего расхода электроэнергии. Они применяются в случаях, когда требуется получить большую неравномерность сушки материала и осуществить режимы с высоким насыщением воздуха влагой и невысокой температурой. Примером такой сушилки является **ленточная сушилка** рис. 1.3.3.

### Сушка материалом продуктами сгорания (дымовыми и топочными газами)

*Сушилки с однократным использованием топочных газов.* Сушилки с однократным использованием топочных газов применяются в большинстве случаев, когда сушка материалов производится при высоких температурах. Примером может служить **барabanная сушилка** (рис. 1.3.4). Положение исходной точки К на I-d диаграмме (рис. 1.3.4) определяется по формулам:

$$d = 1000 G_{\text{п}} / G_{\text{с.г.}}, \quad (\text{г/1 кг сухих газов}) \quad (4)$$

$$I = \frac{Q_{\text{в}}^{\text{п}} \eta_{\text{т}} + c_{\text{т}} t_{\text{т}} + \alpha L_0 I_0}{G_{\text{с.г.}}}, \quad (\text{кДж на 1 кг сухих газов}) \quad (5)$$

где  $Q_B^p$  – высшая теплота сгорания топлива на рабочую массу, кДж/кг;  $\eta_T$  – КПД топки;  $c_T$  и  $t_T$  – теплоемкость и температура топлива, кДж/(кг · °С) и °С;  $\alpha$  – коэффициент избытка воздуха в топке;  $L_0$  – теоретическое количество сухого воздуха, необходимое для сжигания топлива, кг/кг топлива;  $I_0$  – энтальпия воздуха, кДж на 1 кг воздуха.

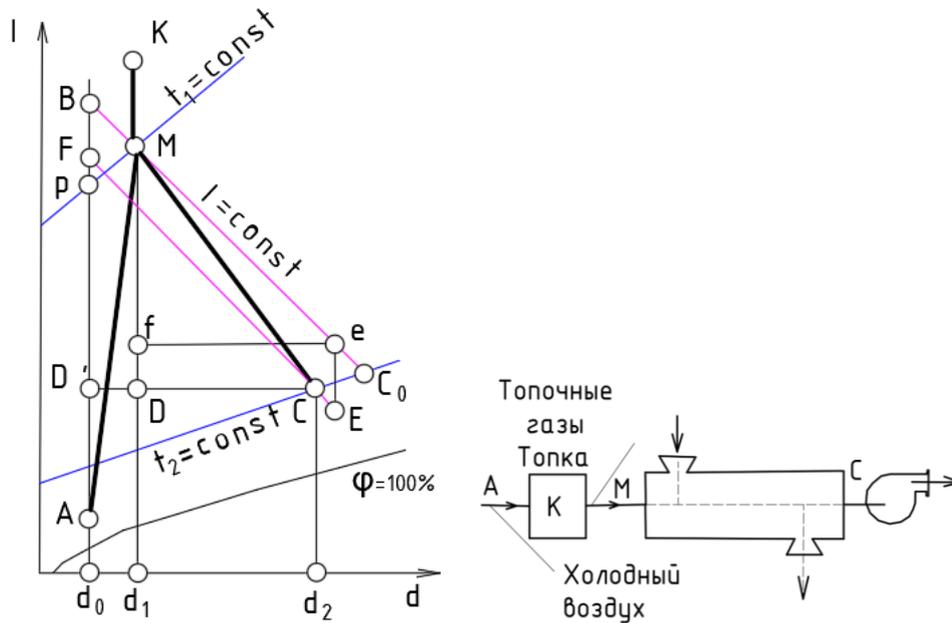


Рис. 1.3.4. Схема сушилки с однократным использованием топочных газов и ее процесс на I-d диаграмме

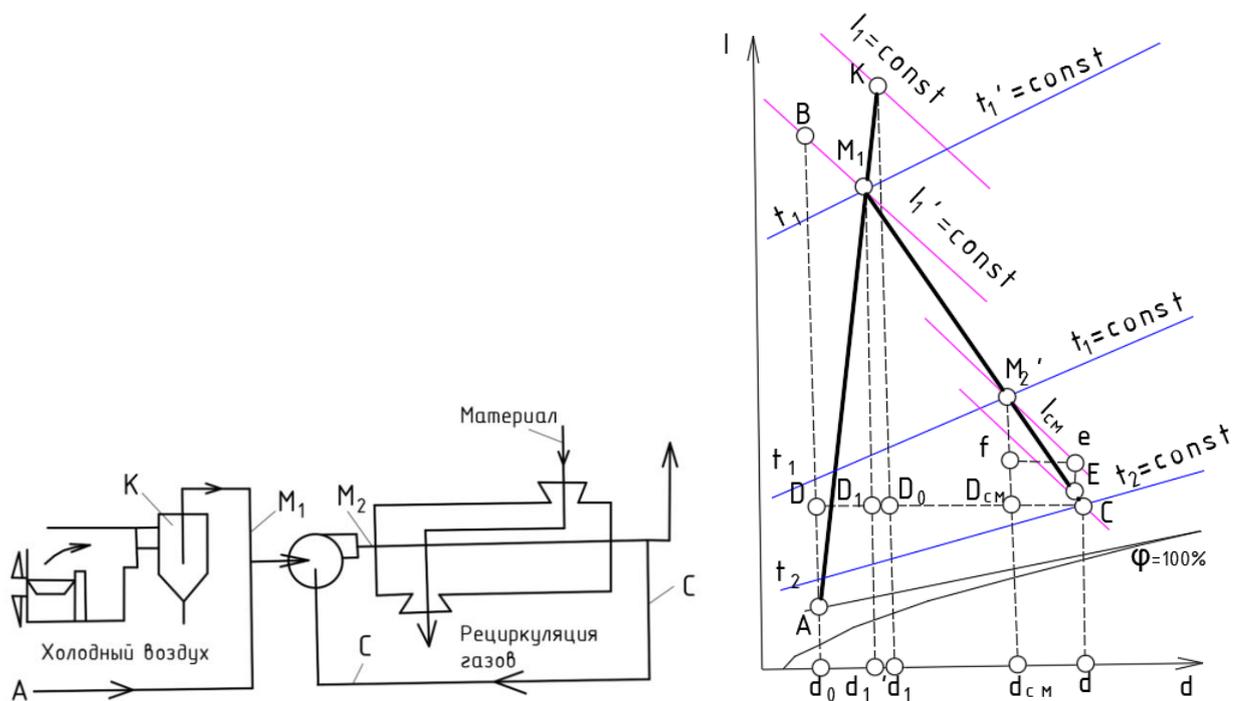


Рис. 1.3.5. Схема сушилки с рециркуляцией топочных газов и ее процесс на I-d диаграмме

Топочные газы после топки смешиваются с воздухом в точке М до заданной начальной температуры  $t_1$  сушильного агента, поступающего в сушилку. Построение действительного

процесса производится, как и для сушилки, работающей на горячем воздухе с однократным использованием сушильного агента.

Влагосодержание сушильного агента в точке К больше влагосодержания его в точке А на величину  $d_1-d_0$ . Это увеличение происходит за счет влаги, выделившейся при сжигании топлива.

Для одинаковых условий при сушке продуктами сгорания расход тепла на 1 кг испаренной влаги получается всегда больше, чем при сушке воздухом. Поэтому сравнение двух способов сушки следует вести по расходу топлива на 1 кг испаренной влаги, который в большинстве случаев для сушилок, работающих на топочных и дымовых газах, имеет меньшее значение, чем для сушилок с паровым обогревом.

Расход тепла в сушилках на топочных газах увеличивается с повышением влажности сжигаемого топлива.

*Сушилки с рециркуляцией топочных газов.* Если топочные газы используются для сушки материалов при низких температурах, но с высокой влажностью, например в лесосушилках, где температура смеси не превышает 80-90°C, а влажность может достигать при этих температурах до 70%, то применяют их рециркуляцию (рис 1.3.5).

#### 1.4. Основы методики расчета

*Материальный баланс продукта, подвергающегося сушке.*

Количества испаренной из материала влаги и количество сухого и сырого продукта связаны уравнением **баланса сушки**.

Введем следующие обозначения:

$G_1$  – количество материала, поступающего в сушилку, кг/ч;  $G_2$  – количество высушенного материала (после удаления части влаги), кг/ч;  $G_{\text{сух}}$  – количество абсолютно сухого материала, из которого удалена вся влага (свободная и связанная), кг/ч;  $w_1^0$  и  $w_1^c$  – начальные влажности материала на общую абсолютно сухую массу, %;  $w_2^c$  и  $w_2^0$  – конечные влажности материала на общую и абсолютно сухую массу, %;  $W$  – количество испаренной влаги, кг/ч.

Пользуясь этими обозначениями, можно написать уравнение материального баланса продукта, подвергающегося сушке:

$$G_1 = G_2 + W \quad (6)$$

Количество влаги, поступившей в сушилку с сырым материалом и выходящей из сушилки с высушенным материалом, равны

$$W_1 = \frac{G_1 w_1^0}{100}, \text{ кг/ч} \quad (7)$$

Количества влаги, поступившей в сушилку с сырым материалом и выходящей из сушилки с высушенным материалом по формуле 7, равны

$$W_1 = \frac{G_1 w_1^0}{100}, \text{ кг/ч и}$$

$$W_2 = \frac{G_2 w_2^0}{100}, \text{ кг/ч.}$$

Количество испаренной в сушилке влаги

$$W = G_1 - G_2 = W_1 - W_2 = \frac{G_1 w_1^0 - G_2 w_2^0}{100}, \text{ кг/ч.} \quad (8)$$

Количество абсолютно сухого вещества

$$G_{\text{сух}} = \frac{G_1(100 - w_1^0)}{100} = \frac{G_1(100 - w_2^0)}{100}, \text{ кг/ч} \quad (9)$$

Откуда

$$\frac{G_2}{G_1} = \frac{100 - w_1^0}{(100 - w_2^0)}.$$

Разделив члены уравнения 8 на  $G_1$  и подставив значение  $G_2/G_1$  для влажности на общую массу, получим:

$$\frac{W}{G_1} = 1 - \frac{G_2}{G_1} = 1 - \frac{100 - w_1^0}{(100 - w_2^0)} = \frac{w_1^0 - w_2^0}{(100 - w_2^0)}.$$

В результате получим основное уравнение материального баланса

$$W = G_1 \frac{w_1^0 - w_2^0}{(100 - w_2^0)} = G_2 \frac{w_1^0 - w_2^0}{(100 - w_1^0)}. \quad (10)$$

Аналогично могут быть получены уравнения материального баланса для условий, если будет задана влажность материала на сухую массу:

$$W = G_1 \frac{w_1^c - w_2^c}{(100 + w_1^c)} = G_2 \frac{w_1^c - w_2^c}{(100 + w_2^c)}$$

Формулы пересчета одной влажности в другую имеют вид:

$$w^c = \frac{w^o}{100 - w^o} 100\%;$$

$$w^o = \frac{w^c}{100 + w^c} 100\%;$$

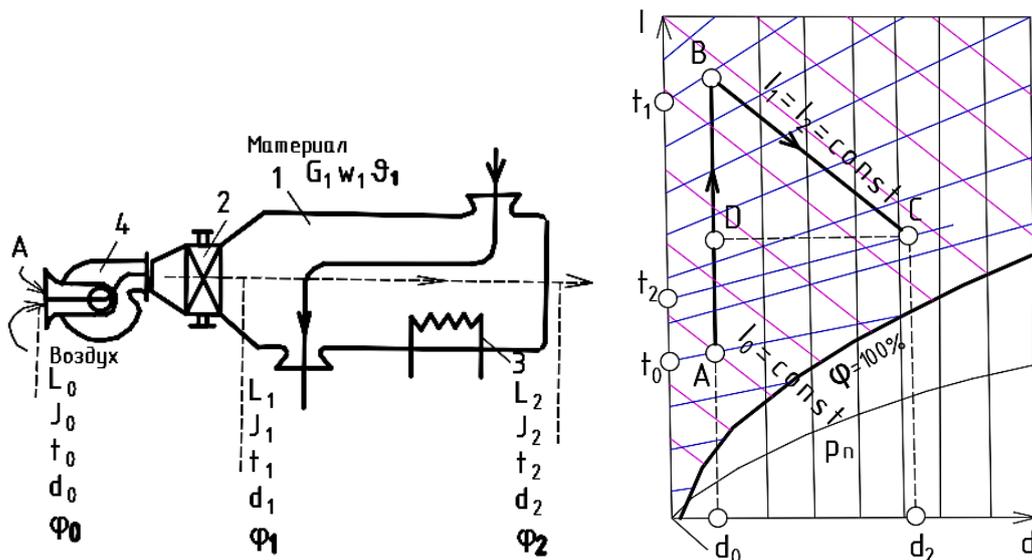


Рис. 1.4.1. Принципиальная схема и процесс теоретической сушки на I-d диаграмме

Расход воздуха и тепла для испарения 1 кг влаги. Напишем уравнения материального баланса сушилки согласно обозначениям на рис. 1.4.1.:

$$G_1 \frac{w_1}{100} + L_0 x_0 = G_2 \frac{w_2}{100} + L_2 x_2 \quad (11)$$

или

$$G_1 \frac{w_1}{100} + L_0 \frac{d_0}{1000} = G_2 \frac{w_2}{100} + L_2 \frac{d_2}{1000},$$

где  $d_0, d_2$  – влагосодержания в т. 0 и 2 на рис. 1.4.1.;  $L_0, L_2$  – расходы воздуха в сушильной системе, кг/с;  $x_0, x_2$  – количество влаги в кг на 1 кг воздуха.

Принимаем, что присосы и утечки воздуха в сушильной системе отсутствуют, т.е.  $L_0=L_1=L_2=L$ -const.

Перепишем последнее уравнение 11 в виде:

$$\frac{G_1 w_1 - G_2 w_2}{100} = L(x_2 - x_0) = L \frac{d_2 - d_0}{1000}$$

Поскольку

$$\frac{G_1 w_1 - G_2 w_2}{100} = W \quad (12)$$

Уравнение 12 принимает вид:

$$W = L(x_2 - x_0) = L \frac{d_2 - d_0}{1000}, \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Обозначив расход воздуха на 1 кг испаренной влаги  $L/W$  через  $l$ , получим окончательное выражение для определения расхода сухого воздуха на 1 кг испаренной влаги

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1000}{d_2 - d_0}, \text{ на 1 кг испаренной влаги.} \quad (13)$$

Теперь определим расход тепла на 1 кг испаренной влаги. Если каждый килограмм сухого воздуха нагревается от  $t_0$  до  $t_1$ , причем энтальпия его при этом увеличивается от  $I_0$  до  $I_1$ , а для испарения 1 кг влаги необходимо затратить 1 кг сухого воздуха, то расход тепла на его нагревание

$$q = l(I_1 - I_0) = \frac{I_1 - I_0}{x_1 - x_0} = \frac{I_1 - I_0}{d_1 - d_0} 1000, \text{ кДж на 1 кг влаги.} \quad (14)$$

В этих формулах влагосодержание воздуха  $x_1$ , кг на 1 кг сухого воздуха и  $d$ , г на 1 кг сухого воздуха.

*Расчет теоретической сушилки по I-d диаграмме. Теоретической сушилкой* называют воображаемую сушилку с предварительным подогревом сушильного агента, в которой отсутствуют потери тепла в окружающую среду, на нагревание транспортных устройств и высушиваемого материала, а температура материала на входе и выходе из сушильной камеры равна  $0^\circ\text{C}$ .

Тепловой баланс теоретической сушилки имеет вид:

$$L_0 I_0 + Q_n = L_1 I_1 = L_0 I_2, \text{ кДж/ч,} \quad (15)$$

где  $I_0$  – энтальпия влажного воздуха, поступающего в подогреватель, кДж/кг воздуха;  $I_1$  – энтальпия влажного воздуха после подогревателя при входе в сушилку, кДж на 1 кг воздуха;  $I_2$  – энтальпия влажного воздуха;  $Q_n$  – количество тепла, сообщаемое воздуху в подогревателе, кДж/ч.

При  $L_0=L_1=L_2=\text{const}$  имеем равенство  $I_1=I_2=\text{const}$ , показывающее, что в теоретической сушилке процесс сушки идет при постоянной энтальпии влажного воздуха.

Процесс в теоретической сушилке на I-d диаграмме построен на рис. 1.4.1. Линия АВ соответствует подогреву воздуха в калорифере от температуры  $t_0$  до температуры  $t_1$ . Процесс сушки – затрата тепла на испарение влаги и влагообмен между воздухом и высушиваемым материалом – идет по линии I-const и изображается отрезком ВС.

Расход воздуха в теоретической сушилке согласно уравнению 13

$$l = \frac{1}{x_1 - x_0} = \frac{1000}{d_1 - d_0} = \frac{1000}{DCM_d}, \text{ кг на 1 кг влаги,}$$

Если, например, на I-d диаграмме 1 мм соответствует влагосодержанию 0,2 г на 1 кг сухого воздуха, то

$$l = 1000 / 0,2DC = 5000 / DC,$$

где отрезок DC выражен в миллиметрах.

Согласно уравнению 14 расход тепла в калорифере на 1 кг испаренной влаги

$$q = \frac{I_1 - I_0}{d_1 - d_0} 1000 = \frac{AB M_1}{DC M_2} 1000, \text{ кДж на 1 кг влаги.}$$

Разность  $I_1 - I_0$  на диаграмме выражается длиной отрезка АВ (мм), умноженной на соответствующий масштаб энтальпии, т.е.  $I_1 - I_0 = AB \cdot M_1$ .

*Тепловой баланс теоретической сушилки.* Основным условием работы теоретической сушилки является равенство  $I_1 = I_2 = \text{const}$ . При этом расход тепла на подогрев воздуха

$$q = l(I_1 - I_0) = l(I_2 - I_0).$$

Далее имеем

$$I_2 = c_2 t_2 + x_2 i_2 \text{ и}$$

$$I_0 = c_0 t_0 + x_0 i_0, \text{ кДж на 1 кг воздуха,}$$

где  $x_2 = 0,001d_2$  и  $x_0 = 0,001d_0$  – влагосодержания сушильного агента, кг/кг сухого воздуха;  $i_2$  и  $i_0$  – энтальпии водяных паров, содержащихся в воздухе, кДж/кг.

Теплоемкость сухого воздуха считаем не зависящей от температуры, т.е. принимаем, что  $c_2 = c_0 = c_B$ .

Подставив эти величины в уравнение 14 получим:

$$q = l(c_B t_2 + x_2 i_2) - l(c_B t_0 + x_0 i_0).$$

Прибавив к правой части этого неравенства и вычтя из него величину  $lx_0 i_2$  и приняв во внимание, что  $l = \frac{1}{x_1 - x_0}$ , после несложных преобразований получим выражение для удельного расхода тепла, представляющее собой по существу уравнение теплового баланса теоретической сушилки:

$$q = l[c_B(t_2 - t_0) + x_0(i_2 - i_0)] + i_2, \text{ кДж на 1 кг влаги.}$$

Из полученного уравнения видно, что в теоретической сушилке имеются следующие расходы тепла:

- 1)  $q_1 = i_2$  – расход тепла на испарение влаги из материала;
- 2)  $q_2 = l c_B(t_2 - t_0)$  – потери тепла с сушильным агентом, входящим в сушилку с температурой  $t_0$  и выходящим из нее с температурой  $t_2$ ;

3)  $q_3 = l x_0 (i_2 - i_0)$  – потери тепла вследствие увеличения энтальпий транзитной влаги, содержащейся в сушильном агенте при входе в сушилку.

*Расчет действительной сушилки.* В действительной сушилке могут иметь место дополнительные потери и подвод тепла, например: нагрев воздуха в калориферах, установленных в самой сушильной камере, тепловыделения при химических реакциях, размораживание влаги, находящейся в материале в виде льда, нагрев сушильного агента в вентиляторе и др. В таблице 1.4.1 приведен тепловой баланс действительной сушилки.

Таблица 1.4.1

**Тепловой баланс действительной сушилки для летнего времени**

| Наименование статьи баланса   | Приход                                     | Расход                           |
|---|--|----------------------------------|
| Тепло, поступающее с воздухом   | $L_0 I_0 + Q_{п.в.}$                       | $L_2 I_2$                        |
| Тепло, поступающее с материалом   | $c_w W \vartheta_1 + G_2 c_m' \vartheta_1$ | $G_2 c_m'' \vartheta_2$          |
| Тепло, поступающее с транспортными устройствами                                 | $G_{тр} c_{тр} \vartheta_{тр}'$            | $G_{тр} c_{тр} \vartheta_{тр}''$ |
| Дополнительный нагрев воздуха в подогревателе, установленном в сушильной камере | $Q_{доб}$                                  | -                                |
| Потери тепла в окружающую среду   | -  | $Q_5$                            |

В таблице 1.4.1 через  $Q_{п.в.}$  обозначено тепло, полученное воздухом перед сушилкой – в выносном подогревателе.

Составляющие теплового баланса сушилок периодического действия относят к отдельным периодам сушки, они имеют размерность кДж/период, а для сушилок непрерывного действия – к 1 ч работы, они имеют размерность кДж/ч.

При составлении тепловых балансов сушилок следует учитывать тепловыделение от вентиляторов, которое необходимо прибавлять в зависимости от схемы сушилки к  $Q_{п.в.}$  или  $Q_{доб}$ . Тепло на прогрев сушильной камеры в сушилках непрерывного действия принимают равным нулю.

Уравнение теплового баланса для действительной сушилки непрерывного действия имеет вид:

$$Q_{п.в.} + L_0 I_0 + c_w W \vartheta_1 + G_2 c_m' \vartheta_1 + G_{тр} c_{тр} \vartheta_{тр}' + Q_{доб} = L_2 I_2 + c_m'' G_2 \vartheta_2 + G_{тр} c_{тр} \vartheta_{тр}'' + Q_5 \quad (16)$$

Отнеся расход тепла к 1 кг испаренной влаги, приняв  $c_m' = c_m'' = c_2$  и считая  $L_0 = L_2 = L$ , получим:

$$q = \frac{Q_{п.в.}}{W} = \frac{L(I_1 - I_0)}{W} = \frac{L(I_2 - I_0)}{W} + \frac{G_2 c_2 (\vartheta_2 - \vartheta_1)}{W} + \frac{G_{тр} c_{тр} (\vartheta_{тр}'' - \vartheta_{тр}')}{W} + \frac{Q_5}{W} - \frac{Q_{доб}}{W} - \frac{c_w W \delta_1}{W} = l(I_2 - I_1) + q_m + q_{тр} + q_5 - q_{доб} - \vartheta_1 c_w \quad (17)$$

где  $l(I_2 - I_0)$  – расход тепла для теоретической сушилки;  $q_m$  – расход тепла на нагрев материала;  $q_{тр}$  – расход тепла на прогрев транспортных приспособлений;  $q_5$  – потери тепла в окружающую среду;  $c_w \vartheta_1$  – физической тепло влаги, вводимой с сушимым материалом.

Уравнение теплового баланса (17) для действительной сушилки с однократным использованием воздуха в соответствии с введенными обозначениями можно представить в следующем виде:

$$q = l(I_1 - I_0) + q_m + q_{тр} + q_5 - q_{доб} - c_w \vartheta_1, \text{ кДж на 1 кг влаги, откуда определяем значение}$$

$$\Delta = l(I_2 - I_1) + q_m + q_{тр} + q_5 - q_{доб} - c_w \vartheta_1, \text{ кДж на 1 кг влаги,}$$

Это уравнение представляет собой как бы внутренний тепловой баланс сушилки без учета роли воздуха как теплоносителя.

При работе действительной сушилки могут иметь место следующие три случая:

а)  $\Delta = 0$ ; тогда

$$q_{\text{доб}} - c_m \vartheta_1 = q_m + q_{\text{тр}} + q_5$$

т. е. потери тепла компенсируются количеством дополнительно введенного тепла; при этом  $\Delta = l(I_2 - I_1) = 0$ ; так как  $l \neq 0$ , то  $I_2 = I_1 = \text{const}$ , т.е. процесс сушки идет при постоянной энтальпии сушильного агента, как и в теоретической сушилке;

б)  $\Delta < 0$ ; тогда

$$q_{\text{доб}} + c_m \vartheta_1 < q_m + q_{\text{тр}} + q_5,$$

т.е.  $\Delta = l(I_2 - I_1) < 0$  и, следовательно,  $I_2 < I_1$  или  $I_2 = I_1 - \frac{\Delta}{l}$ ;

в)  $\Delta > 0$ ; тогда

$$q_{\text{доб}} + c_m \vartheta_1 > q_m + q_{\text{тр}} + q_5,$$

т.е.  $\Delta = l(I_2 - I_1) > 0$  и, следовательно,  $I_2 > I_1$  или  $I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{l}$ ;

Таким образом, в случаях «б» и «в» энтальпия воздуха при выходе из сушилки больше или меньше его энтальпии при входе в нее в зависимости от знака величины  $\Delta$ .

В зимнее время расход тепла на нагревание материала увеличивается, так как часть влаги в материале находится в замерзшем состоянии. Опытами ВТИ установлено, что в материале замерзает только свободная влага, а связанная влага остается в переохлажденной жидкой фазе. Например, в подмосковном угле замерзает влага сверх 22%, в фрезерном торфе – 33% и в древесине – выше 28-30% влажности на сухую массу.

Размораживание требует дополнительного расхода тепла на подогрев льда до 0°C и таяние (превращение его в воду) при той же температуре. Поэтому в таких случаях указанное выше значение  $q_m = \frac{G_2 c_m}{W} (\vartheta_2 - \vartheta_1)$  следует увеличить на

$$\Delta q_m = \frac{W'}{W} (334 + 2,1\vartheta_1), \text{ кДж на 1 кг влаги}$$

где  $W' = \frac{G_1 [w_1^c - (w_1^c)']}{100 + w_1^c}$  – количество замерзшей влаги;  $(w_1^c)'$  – влажность материала, ниже которой влага не замерзает и выше которой вся влага (вода) находится в состоянии льда.

Потери тепла в окружающую среду ограждениями камеры (стенами, потолками, полом, через дверные проемы) определяются аналитически по формуле теплопередачи

$$q_5 = \frac{\sum Fk\Delta t}{W} \quad (18)$$

При определении расхода тепла на сушку необходимо учитывать, кроме потерь тепла ограждениями, также потери тепла вследствие газопроницаемости стен и неплотности ограждений. Эти потери, названные нами неорганизованным воздухообменом, не поддаются расчету. В камерных лесосушилках, где сушка происходит при высокой влажности сушильного агента, они могут достигать до 20-30% общего расхода тепла на сушку

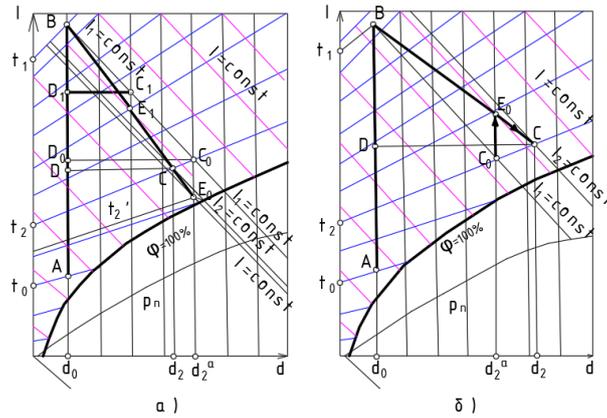


Рис. 1.4.2. Построение действительных процессов сушки на I-d диаграмме

Построение процесса для действительной сушилки на I-d диаграмме. Построение процесса для действительной сушилки на I-d диаграмме при наличии тепловых потерь ( $\Delta < 0$ , т. е.  $I_2 = I_1 - \Delta/l$ ) начинается, как это показано на рис. 1.4.2. а), с построения теоретического процесса. Затем на изоэнтальпии  $I_1 = \text{const}$  теоретического процесса выбирается произвольная точка  $C_0$  и вниз от нее откладывается отрезок  $C_0E_0M_1 = \Delta/l$ .

После замены  $l$  его значением для условий данной точки  $C_0$  получается

$$C_0E_0 = \Delta D_0 C_0 d / 1000 M_1 = D_0 C_0 \frac{\Delta}{m}. \quad (19)$$

Далее из точки  $B$  проводится политропа  $BE_0$  действительного процесса. На линии  $BE_0$  находится конечная точка действительного процесса  $C$ , определяемая пересечением этой линии с заданной в расчете линией постоянной влажности  $\varphi_2$  или линией температуры  $t_2$ , соответствующими состоянию уходящего из сушилки воздуха. Определенное положение политропы действительного процесса при заданном значении  $\Delta H$ , не зависящее от выбранного положения точки  $C_0$  на линии  $I_1 = \text{const}$ , проведенной от точки  $B$ , объясняется подобием получающихся при этом треугольников. Из рассмотрения рисунка 1.4.2. а) следует, что, например, треугольник  $C_0E_0D_0$  подобен треугольнику  $C_1E_1D_1$ . Для большей точности построения действительного процесса точку  $C_0$  на линии  $I = \text{const}$  следует выбирать возможно дальше от точки  $B$ .

На рис. 1.4.2. а) можно заметить, что конечной точке процесса  $C$  на линии  $t_2 = \text{const}$  соответствует влагосодержание  $d_2$  и энтальпия  $I_2$  меньшие, чем в теоретическом процессе, и вследствие этого больший расход воздуха на 1 кг испаренной влаги  $l = 1000/DCM_d$ , т. к.  $DC < D_0C_0$ . Соответственно этому требуется и больший расход тепла на 1 кг испаренной влаги. Таким образом, для действительной сушилки требуются большая производительность вентиляторов, больший расход электроэнергии, больший расход тепла и более значительная поверхность нагрева калориферов, чем для теоретической сушилки.

При построении на I-d диаграмме действительного процесса сушки с дополнительными выделениями тепла, превосходящего его потери ( $\Delta > 0$ ), политропа процесса располагается выше линии теоретического процесса. Разница в построении этого процесса и процесса при  $\Delta < 0$  состоит только в том, что отрезок  $C_0E_0 = \Delta C_0 D_0 M_d / 1000 M_1$  следует откладывать от точки

$C_0$  вверх, как показано на рисеурт 1.4.2. б). В этом случае  $d_2 > d_2^T$  и расходы воздуха и тепла в основном калорифере на 1 кг испаренной влаги меньше, чем в теоретической сушилке.

### Пример расчета сушилки

#### Задача 1.

Определить количество воды, испаряющейся в час с  $1 \text{ м}^2$  горизонтальной поверхности длиной  $l=0,1 \text{ м}$  в направлении движения воздуха, если скорость воздуха над поверхностью  $w=3 \text{ м/с}$ , его температура  $20^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 33\%$ . Давление смеси  $740 \text{ мм. рт. ст.}$ , или  $0,98 \cdot 10^5 \text{ Па}$ . Температура воды  $15^\circ\text{C}$ . Варианты к задаче в табл. 1.4.2.

Таблица 1.4.2

#### Варианты

|             |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
|-------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Варианты    | 1     | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     | 7     | 8     | 9     |
| T, °C; φ, % | 11;15 | 12;16 | 13;17 | 14;18 | 15;19 | 16;20 | 17;21 | 18;22 | 19;23 |
| Варианты    | 10    | 11    | 12    | 13    | 14    | 15    | 16    |       |       |
| T, °C; φ, % | 20;24 | 21;25 | 22;26 | 23;27 | 24;28 | 25;29 | 26;30 |       |       |

#### Решение:

Определим значения массообменного критерия  $Nu_m$  по формуле:

$$Nu_m = \frac{\beta_c l}{D_c} = 0,664 Re^{0,5} Pr_m^{0,33} = 0,664 (wl/v)^{0,5} (v/D_c)^{0,33}$$

$$= 0,664 \cdot \left( \frac{3 \cdot 0,1}{1,46 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,5} \left( \frac{1,46 \cdot 10^{-5}}{2,38 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,33} \approx 81.$$

Коэффициент кинематической и динамической вязкости  $\nu$ ,  $\text{м}^2/\text{с}$ , определяется по табл. 1.4.2.

Таблица 1.4.2

#### Определение теплофизических свойств воздуха

|  |       |       |       |       |       |       |       |       |      |       |
|--|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|------|-------|
| t, °C                                    | -20   | -15   | -10   | -5    | 0     | 10    | 15    | 20    | 30   | 40    |
| $\mu \cdot 10^6$ , Па·с                  | 16,2  | 16,5  | 16,7  | 17    | 17,2  | 17,6  | 17,9  | 18,1  | 18,6 | 19,1  |
| $\nu \cdot 10^6$ , $\text{м}^2/\text{с}$ | 11,61 | 12,02 | 12,43 | 12,86 | 13,28 | 14,16 | 14,61 | 15,06 | 16   | 16,96 |

Значение  $\nu$  для Критерия Нуссельта взять с уточнением по давлению насыщенных паров в потоке воздуха.

Коэффициент концентрационной диффузии определен по формуле:

$$D_c = D_0 \left( \frac{T}{273} \right)^{1,8} \left( \frac{p_0}{p} \right) = 2,2 \cdot 10^{-5} \left( \frac{T}{273} \right)^{1,8} \left( \frac{p_0}{p} \right) = \left( \frac{293}{273} \right)^{1,8} \left( \frac{1 \cdot 10^5}{0,98 \cdot 10^5} \right) = 2,38 \cdot 10^{-5}, \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

Таблица 1.4.3

#### Определение коэффициента диффузии водяного пара в воздух при $0^\circ\text{C}$

| Газы                  | $D_0$ , $\text{см}^2/\text{сек}$ |
|-----------------------|----------------------------------|
| Воздух – водяной пар  | 0,22                             |
| Кислород – азот       | 0,18                             |
| Углекислота – водород | 0,54                             |
| Водяной пар – водород | 0,69                             |

Коэффициент массообмена:

$$\beta_c = \frac{Nu_m D_c}{l} = \frac{81 \cdot 2,38 \cdot 10^{-5}}{0,1} = 1,92 \cdot 10^{-2}, \frac{м}{с}$$

Парциальное давление водяного пара над поверхностью воды равно давлению насыщения при  $t=15^{\circ}C$ ,  $p_{п}=12,8$  мм. рт. ст., или 1704 Па (данное значение в МПа может быть получено при определении  $f(T)$  при необходимой температуре в ENEKcalc, либо по формуле ниже), и в воздухе  $p_c=5,25$  мм. рт. ст., или 700 Па (по  $t=20^{\circ}C$  по формуле ниже находим  $\varphi = 30\%$ , умножаем  $0,3 \cdot p_{п20}$ ).

Над водяным паром:

$$p_{п}=1,84 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(\frac{-5330}{T_0}\right)=1,84 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(\frac{-5330}{15^{\circ}C}\right)=1,84 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(\frac{-5330}{288,15^{\circ}K}\right)= 1704,27 \text{ Па.}$$

Над воздухом:

$$p_{п}=1,84 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(\frac{-5330}{T_0}\right)=1,84 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(\frac{-5330}{20^{\circ}C}\right)=1,84 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(\frac{-5330}{293,15^{\circ}K}\right)= 2336 \text{ Па.}$$

Количество воды, испаряемой в час с  $1 \text{ м}^2$ , по формуле:

$$l=W/F\tau=\beta_p(p_{п} - p_c) = \frac{\beta_c}{RT} (p_{п} - p_c) = \frac{1,92 \cdot 10^{-2} \cdot 3600}{\frac{8314}{18} \cdot 288} (1704 - 775) = 0,48 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$$

где  $R=8314/\mu$ ,  $\mu$  - молекулярная масса вещества, г/моль.

Количество воды, испаряемой в час (интенсивность испарения), по формуле:

$$l = 5,7w^{0,8}(p_{п} - p_c) = 5,7 \cdot 3^{0,8}(1704 - 700) = 13780 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}).$$

**Задача 2.** Произвести упрощенный тепловой расчет барабанной сушилки при следующих условиях. Количество продукта, поступающего в сушилку  $G_1=2000$  кг/ч (0,55 кг/с); начальная влажность продукта на общую массу  $w^1_0=18\%$ ; конечная влажность  $w^2_0=10\%$ ; теплоемкость высушенного продукта  $c_2=1,255$  кДж/(кг·°C), температура воздуха, поступающего в калорифер  $t=20$  °C; относительная влажность воздуха  $\varphi_0=60\%$ , температура воздуха после калорифера  $t_1=150^{\circ}C$ , относительная влажность воздуха, выходящего из сушилки  $\varphi_2=80\%$ ; температура продукта при входе в сушилку  $\vartheta_1 = 10^{\circ}C$ ; температура продукта на выходе из сушилки  $\vartheta_2 = 100^{\circ}C$ .

#### Варианты

| № вар              | 1    | 2    | 3    | 4    | 5    | 6    | 7    | 8    | 9    | 10   |
|--------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| $t_0, ^{\circ}C$   | 20   | 25   | 30   | 35   | 20   | 25   | 30   | 35   | 25   | 35   |
| $w^1_0, \%$        | 19   | 20   | 21   | 22   | 23   | 24   | 25   | 26   | 27   | 28   |
| $w^2_0, \%$        | 11   | 12   | 13   | 14   | 15   | 16   | 17   | 18   | 19   | 20   |
| $\varphi_2, \%$    | 80   | 70   | 60   | 50   | 55   | 65   | 75   | 85   | 75   | 80   |
| $G_1, \text{кг/ч}$ | 2100 | 2050 | 1950 | 1900 | 1850 | 1800 | 1750 | 1700 | 1650 | 1600 |

| № вар              | 11   | 12   | 13   | 14   | 15   | 16   | 17   | 18   | 19   | 20   |
|--------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| $t_0, ^{\circ}C$   | 20   | 25   | 30   | 35   | 20   | 25   | 30   | 35   | 25   | 35   |
| $w^1_0, \%$        | 28   | 27   | 26   | 25   | 24   | 23   | 22   | 21   | 20   | 19   |
| $w^2_0, \%$        | 20   | 19   | 18   | 17   | 16   | 15   | 14   | 13   | 12   | 11   |
| $\varphi_2, \%$    | 80   | 70   | 60   | 50   | 55   | 65   | 75   | 85   | 75   | 80   |
| $G_1, \text{кг/ч}$ | 1600 | 1650 | 1700 | 1750 | 1800 | 1850 | 1900 | 1950 | 2000 | 2050 |

#### Решение:

Определяем количество влаги, испаряющейся в сушилке, по формуле:

$$W = G_1 \frac{w_1^0 - w_2^0}{100 - w_2^0} = 2000 \cdot \frac{18 - 10}{100 - 10} = 178 \frac{\text{кг}}{\text{ч}};$$

Количество материала, выходящего из сушилки

$$G_2 = G_1 - W = 2000 - 178 = 1822 \text{ кг/ч.}$$

Строим теоретический процесс в I-x диаграмме (рис. 1.4.3). Наносим точку А для параметров воздуха  $\varphi_0 = 60\%$  и  $t_0 = 20^\circ\text{C}$  и находим  $I_0=35$  кДж/кг и  $x_0=0,007$  кг/кг воздуха.

Проводя линию  $x_0\text{-const}$  до пересечения с изотермой  $t_1=150^\circ\text{C}$ , находим точку В и определяем параметры воздуха при входе в сушилку  $I_1=171$  кДж/кг,  $x_0=x_1=0,007$  кг на 1 кг воздуха. Затем проводим изоэнтальпию  $I_1\text{-const}$  до пересечения с линией  $\varphi_2=80\%$  в точке С<sub>0</sub>.

Определяем  $\Delta$  по формуле:

$$\Delta = [q_{\text{доб}} + c_w \vartheta_1 - (q_m + q_{\text{тр}} + q_5)], \text{ кДж на 1 кг влаги}$$

В данном случае  $c_w \vartheta_1 = 41,91$  кДж на 1 кг влаги (табл. 1.4.4);

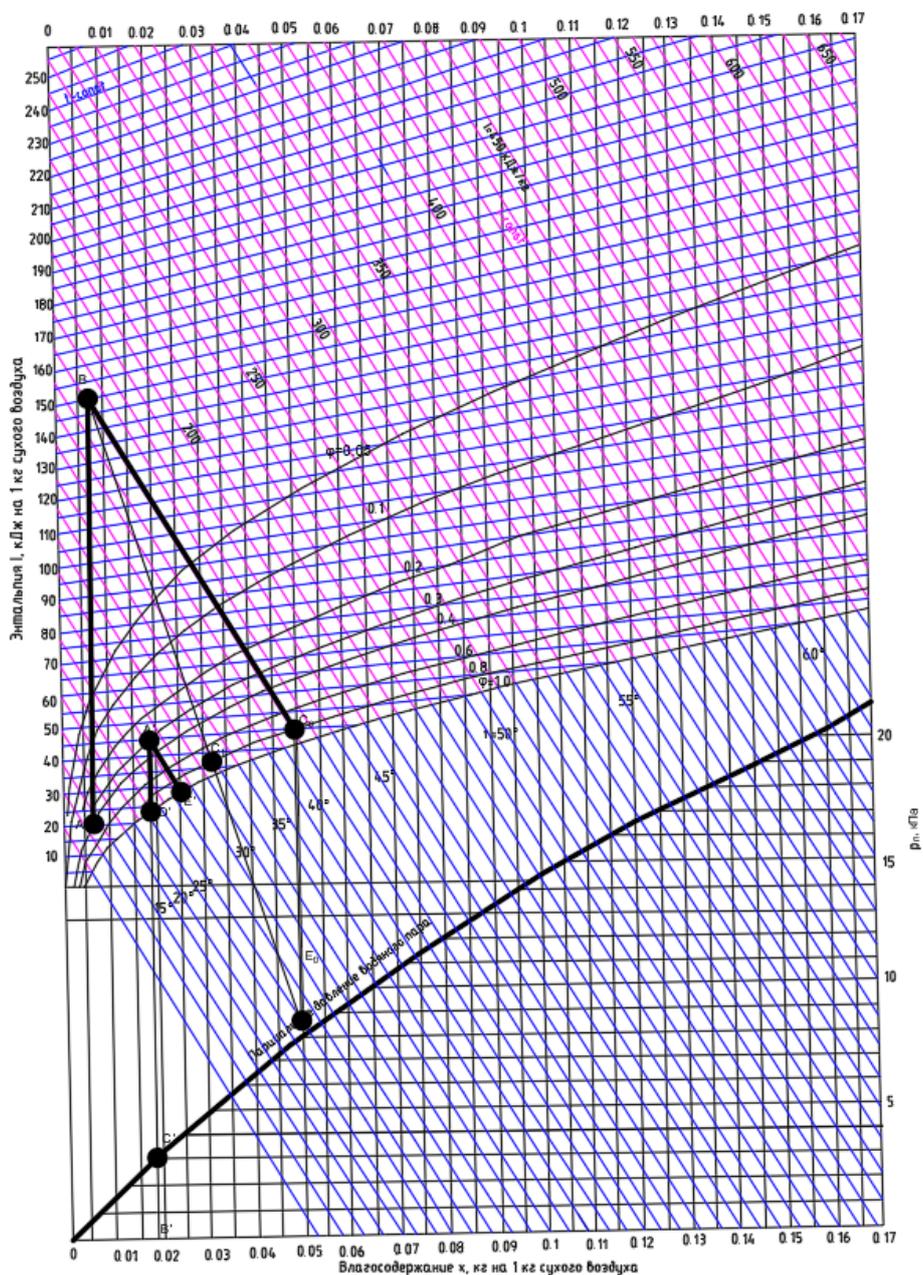


Рис. 1.4.3. I-x диаграмма для влажного воздуха

Таблица теплофизических свойств воды при атмосферном давлении

| $\vartheta_1, ^\circ\text{C}$ | Теплоемкость $c_w, \text{кДж/кг}^\circ\text{C}$ | Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^6, \text{Па} \cdot \text{с}$ | Кинематическая вязкость $\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$ | Теплопроводность $\lambda, \text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$ | Плотность $\rho, \text{кг}/\text{м}^3$ |
|-------------------------------|---|--|---|--|--|
| 10                            | 4,191   | 1306   | 1,306   | 0,574  | 999,7                                  |
| 20                            | 4,183   | 1001   | 1,006   | 0,599  | 998,2                                  |
| 30                            | 4,174   | 801,5  | 0,805   | 0,618  | 995,7                                  |
| 40                            | 4,174   | 653,3  | 0,659   | 0,635  | 992,2                                  |
| 50                            | 4,181   | 549,4  | 0,556   | 0,648  | 988                                    |

$$q_m = \frac{G_2 c_2}{W} (\vartheta_2 - \vartheta_1) = \frac{1822 \cdot 1,255}{178} (100 - 10) = 1157 \text{ кДж на 1 кг влаги.}$$

Так как сушилка не имеет ни вагонеток, не транспортеров и добавочные тепловыделения в сушилке отсутствуют, то  $q_{\text{тр}}=0$  и  $q_{\text{доб}}=0$ . Потери тепла  $q_5$  для данного примера оцениваем приближенно в 1286 кДж (формула 18) на 1 кг влаги.

Подставив найденные величины получим:

$$\Delta = c_w \vartheta_1 - (q_m + q_5) = 41,91 - (1157 + 1286) \approx -2401 \text{ кДж на 1 кг влаги,}$$

Т. е. в данном случае  $\Delta < 0$ .

Строим политропу действительного процесса, для чего на рисунке определяем отрезок  $C_0 E_0 = \Delta(x_2 - x_0) = 2401(0,049 - 0,01) = 100,87 \text{ кДж на 1 кг воздуха}$

И откладываем его от точки  $C_0$  по вертикали вниз. Из точки В проводим политропу через точку  $E_0$ . Пересечение политропы с линией  $\varphi_2 = 80\%$  дает конечную точку  $C_1$  действительного процесса, который соответствует  $x_2 = 0,032 \text{ кг}$  и  $I_2 = 70 \text{ кДж на 1 кг воздуха}$ .

Расход воздуха

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,032 - 0,01} = 23,8 \text{ кг на 1 кг влаги и } L = lW = 23,8 \cdot 178 = 4232 \text{ кг/ч.}$$

Расход тепла

$$q = \frac{I_1 - I_0}{d_2 - d_0} = \frac{171 - 35}{0,032 - 0,007} = 5440 \text{ кДж на 1 кг воздуха}$$

$$Q = qW = 5440 \cdot 178 = 967111 \text{ кДж/ч.}$$

По величине  $Q = 967111 \text{ кДж/ч}$  (268642 Вт) должен быть выбран калорифер, а по величине  $L = 5440 \text{ кг/ч}$  – вентилятор [4]. Для выбора характеристики вентилятор должно быть определено гидравлическое сопротивление сушилки и соединительных воздухопроводов.

### Задача 3 для самостоятельного решения.

Определить расход воздуха, а также расход и необходимое давление греющего пара для непрерывно действующей противоточной сушилки, работающей по нормальному (простому – без дополнительного подвода тепла в сушильную камеру) сушильному варианту.

Производительность сушилки по влажному материалу  $G_1 = 350 \text{ кг/ч}$ . Начальная влажность материала –  $w_1 = 42\%$ ; конечная –  $w_2 = 11\%$ .

Температура материала, поступающего на сушку  $\vartheta_1 = 18 ^\circ\text{C}$ ; температура материала, выходящего из сушилки  $\vartheta_2 = 47^\circ\text{C}$ .

Характеристика состояния воздуха:

до калорифера –  $t_0 = 15 ^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 70\%$ ;

после сушки –  $t_2 = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_2 = 60\%$ .

Удельная теплоемкость высушенного ( $w_2 = 11\%$ ) материала –  $c_2 = 2,35 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ .

Масса транспортирующего устройства (стальной транспортер)  $m_{\text{тр}} = 600 \text{ кг/ч}$ .

Тепловые потери сушки и калорифера в окружающую среду –  $Q_{\text{пот}} = 12\%$  от суммы всех остальных слагаемых теплового баланса.

Влажность греющего пара –  $6\%$  (влажность греющего пара –  $x_1 = 94 \%$ ).

Удельная теплоемкость стали  $c_{\text{ст}} = 0,5 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ .

Удельная теплоемкость воды (при температуре  $20^\circ\text{C}$ )  $c_{\text{в}} = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ .

### Теория необходимая для составления решения:

#### Материальный баланс

Обычно задается годовая производительность сушки по готовому продукту. Тогда часовая производительность сушки будет  $G_2$  (в кг/ч):

$$G_2 = G / (ab) \quad (20)$$

где  $G$  – годовая производительность по готовому продукту, кг;  $a$  – число часов работы сушки в сутки;  $b$  – число рабочих дней в году; величины  $a$  и  $b$  зависят от характера производства: обычно для непрерывно действующих производств принимают  $a=22$  ч,  $b=330$  сут, иногда принимают 7000-8000 рабочих часов в году.

Если в процессе сушки происходят безвозвратные потери материала, часовую производительность рассчитывают с учетом этой поправки:

$$G_2' = G_2 / k \quad (22)$$

где  $k$  – коэффициент, учитывающий выход продукта; он должен составлять 0,95-0,99.

Количество удаляемой влаги  $W$  (в кг/ч) определяют из уравнения материального баланса

$$W = G_2(w_1 - w_2) / (1 - w_1), \quad (23)$$

где  $w_1$  и  $w_2$  – начальная и конечная влажность материала, масс. доли.

Тогда производительность сушки по исходному материалу составит (в кг/ч)

$$G_1 = G_2 + W \quad (24)$$

В процессе сушки масса абсолютно сухого вещества ( $G_c$ ) не изменяется, если нет уноса его частиц или других потерь, т.е. (в кг/ч):

$$G_c = G_1(1 - w_1) = G_2(1 - w_2) \quad (25)$$

Откуда

$$G_1 = G_2(1 - w_2) / (1 - w_1)$$

При этом влагосодержания материала будут:

Начальное

$$w_1^0 = \frac{w_1}{(1 - w_1)}; \quad (26)$$
$$w_2^0 = \frac{w_2}{(1 - w_2)}.$$

Расход абсолютно сухого газа определяют по уравнению

$$L = W / (x_2 - x_1) \quad (27)$$

## Тепловой баланс

Для испарения влаги и проведения совместно с сушкой других термических процессов к материалу необходимо подвести тепло. Его можно подводить различными способами в зависимости от способа сушки. Если на основании опытных данных известен режим процесса, то из теплового баланса можно определить расход тепла на сушку и расход соответственно топлива, электроэнергии, пара.

Суммарный расход теплоты в сушилке

$$\Sigma Q = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{м}} + Q_{\text{п}} + Q_{\text{г}} + Q_{\text{д}} + Q_{\text{т}}, \quad (28)$$

где  $Q_{\text{исп}}$ ,  $Q_{\text{м}}$  – расход теплоты соответственно на испарение влаги и нагревание материала;  $Q_{\text{п}}$  и  $Q_{\text{г}}$  – потери теплоты соответственно в окружающую среду и с отходящими газами;  $Q_{\text{д}}$  – расход теплоты на дегидратацию, разрушение энергии связи с материалом и другие эндотермические процессы;  $Q_{\text{т}}$  – расход теплоты на нагревание дополнительно вводимых сред ( пара, сжатого воздуха и транспортных средств).

Для непрерывнодействующих сушилок рассчитывают часовой расход теплоты, для сушилок периодического действия – расход теплоты на один цикл сушки. Расход теплоты (в кДж/ч) на испарение жидкости

$$Q_{\text{исп}} = \frac{W}{(H_{\text{п}} - H_{\text{ж}})}, \quad (29)$$

На испарение воды

$$Q_{\text{исп}} = \frac{4,19 W}{(595 + 0,49t_{\text{г}} - \theta_1)}, \quad (30)$$

$H_{\text{п}}$  – энтальпия перегретого пара жидкости при температуре отходящих газов;  $H_{\text{ж}}$  – энтальпия жидкости при начальной температуре материала;  $t_{\text{г}}$  – температура отходящих газов, К;  $\theta_1$  – начальная температура материала, К.

Расход теплоты на нагревание высушенного материала (в кДж/ч):

$$Q_{\text{м}} = G_2 c_{\text{м}} (\theta_2 - \theta_1) \quad (31)$$

где  $\theta_2$  – температура материала, уходящего из сушильной камеры, К;  $c_{\text{м}}$  – теплоемкость высушенного материала, кДж/(кг·К).

Причем

$$c_{\text{м}} = c_{\text{с}} (1 - w_2) + w_2 c_2 \quad (32)$$

где  $c_{\text{с}}$  – теплоемкость абсолютно сухого материала, кДж/(кг·К);  $c_2$  – теплоемкость испаряемой жидкости, кДж/(кг·К).

Потери теплоты сушилкой в окружающую среду (в кДж/ч):

$$Q_{\text{п}} = K F_{\text{п.с}} (\bar{t} - t_0), \quad (33)$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи через стенку сушилки,  $F_{\text{п.с}}$  – наружная поверхность сушилки;  $\bar{t}$  – средняя температура в сушилке;  $t_0$  – температура окружающей среды, К.

Теплоизоляцию сушилки подбирают с учетом того, чтобы температура наружной стенки не превышала 40-50°C (313-323 К). До определения максимальной поверхности сушилки можно приближенно принять удельные потери теплоты в окружающую среду  $q_{\text{п}}=125-420$  кДж на 1 кг испаренной влаги в зависимости от влажности материала (меньшую величину принимают для высоковлажных материалов).

Потери теплоты с отходящими газами составят

$$Q_T = LH_2, \quad (34)$$

где  $H_2$  – энтальпия отходящих газов при температуре  $t_2$  и влагосодержания  $x_2$ .

При расчете сушилок часто приходится учитывать дополнительное количество воздуха  $L_{\text{доп}}$ , который поступает в сушилку через загрузочное отверстие и другие неплотности. Обычно принимают

$$L_{\text{доп}} \cong 0,1L$$

Расход теплоты на дегидратацию и другие эндотермические процессы (в кДж/ч)

$$Q_{\text{п}} = \bar{q}_d G_2, \quad (35)$$

где  $\bar{q}_d$  – средняя удельная теплота дегидратации, отнесенная к 1 кг готового (сухого) продукта.

Расход теплоты на нагревание дополнительно вводимых сред и устройств  $Q_T$  определяют по известным соотношениям теплового баланса с учетом конкретных конструктивных особенностей сушилки.

### Расчет количества теплоносителя

При конвективной сушке расход газообразного теплоносителя определяют из теплового баланса сушилки. Количество теплоты, поступающей в сушилку вместе с нагретым теплоносителем,

$$\sum Q = LH_1, \quad (36)$$

где  $H_1$  – энтальпия газа, поступающего в сушилку.

С учетом уравнения получим расход сушильного агента (в кг/ч):

$$L = \frac{(Q_{\text{исп}} + Q_{\text{м}} + Q_{\text{п}} + Q_{\text{д}} + Q_{\text{т}})}{(H_1 - H_2)} = \frac{(\sum Q - Q_{\text{т}})}{(H_1 - H_2)} \quad (37)$$

При этом влагосодержание воздуха после сушилки

$$x_2 = x_1 + W / (L + L_{\text{доп}}) \quad (38)$$

Средний объемный расход воздуха в сушилке (в м<sup>3</sup>/ч)

$$\bar{V} = (L + L_{\text{доп}})(1 + \bar{x}) / \bar{\rho}_r \quad (39)$$

где  $\bar{x}$  и  $\bar{\rho}_r$  – соответственно влагосодержание и плотность газа при средней температуре  $\bar{t} = \frac{(t_1 + t_2)}{2}$ .

Если для нагревания воздуха используют паровой калорифер, то расход пара в нем состав (в кг/ч)

$$D = L(H_1 - H_2) / [\eta(H_{\text{г.п.}} - H_{\text{в}})] \quad (40)$$

где  $H_{\text{г.п.}}$ ,  $H_{\text{в}}$  – соответственно энтальпия пара в конденсате;  $\eta$  – коэффициент полезного использования теплоты в калорифере.

При контактном подводе теплоты к высушиваемому материалу, например через тепловую рубашку аппарата от пара, расход последнего определяется из следующего соотношения (в кг/ч):

$$D = \sum Q (H_1 - H_2) / [\eta_p (H_{г.п.} - H_B)] \quad (41)$$

где  $\eta_p$  – коэффициент использования теплоты в рубашке сушильного аппарата.

### Расчет поверхности тепло- и массообмена и габаритных размеров сушильной камеры

Для определения габаритных размеров сушилки необходимо рассчитать поверхность материала, через которую происходит перенос теплоты и испарение влаги, или соответственно длительность сушки материала.

Для любой сушилки справедливо следующее соотношение:

$$\tau = \frac{F}{F_q} \approx \frac{G_M}{0,5(G_1 + G_2)} \quad (42)$$

где  $\tau$  – среднее интегральное время пребывания материала в зоне сушки, ч;  $F$  – поверхность материала, находящегося в зоне сушки, через которую происходит тепло- и массообмен, м<sup>2</sup>;  $F_q$  – поверхность материала, проходящего через зону сушки в единицу времени, м<sup>2</sup>/ч;  $G_M$  – количество материала, одновременно находящегося в зоне сушки (заполнение сушилки), кг.

Поверхность материала обусловлена его формой, методом сушки и транспортировки продукта через сушилку, способом подвода теплоты и т. д. Например, при кондуктивной сушке она равна рабочей поверхности обогреваемого вальца; при сушке инфракрасными лучами – поверхности материала, при конвективном подводе теплоты – поверхности материала, омываемой сушильным агентом. Так, для материала в форме шарообразных частиц

$$F_q = 6G_1 / (\rho_q d_{cp})$$

где  $\rho_q$  – плотность частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $d_{cp}$  – средний размер частиц полидисперсной системы, м.

А для листового материала с одной рабочей поверхностью

$$F_q = G_1 / (\rho_q h), \quad (43)$$

где  $h$  – толщина листа.

Длительность сушки при заданных краевых условиях работы промышленной сушилки наиболее правильно определять путем решения системы дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса и динамики движения частиц (при сушке дисперсных материалов во взвешенном состоянии). Однако в большинстве случаев эти решения не могут быть получены из-за сложности уравнений. Поэтому в расчетах сушилок обычно исходя из установившихся процессов сушки с большим количеством допущений и проводят их с использованием критериальных уравнений, полученных на промышленных или модельных установках.

Продолжительность сушки зависит от условий подвода теплоты к материалу и от миграции влаги и теплоты внутри тела. В одном случае доминирующим фактором является внешний тепло- и массообмен, в другом, наоборот, все зависит от интенсивности протекания процесса переноса теплоты и массы внутри тела, когда значительны градиенты температуры и влажности внутри материала. Для этих двух случаев следует рекомендовать различные методы инженерных расчетов сушильного аппарата.

Для решения задачи № 3 использовать формулы № 9, 10, 24, I-х диаграмма (приложение А), 27, 31, 34.

## ВОПРОСЫ ДЛЯ ЗАЩИТЫ ПО ТЕМЕ «СУШИЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ»

1. В чем состоит сущность конвективной, контактной, радиационной, сублимационной и диэлектрической сушки? В каких случаях целесообразно применять тот или иной вид сушки?
2. В чем состоит различие между абсолютной и относительной влажностью воздуха? Поясните понятие о влагосодержании и энтальпии влажного воздуха.
3. Перечислите и охарактеризуйте виды связи влаги с материалом.
4. Раскройте принципы построения диаграммы Н-х состояния влажного воздуха. Как определяются параметры влажного воздуха с помощью этой диаграммы?
5. В чем особенности материального баланса конвективной сушки? Как определяют расход воздуха (общий и удельный) на сушку?
6. Дайте схему расчета тепловых балансов конвективной и контактной сушки. На чем основано определение удельного расхода теплоты и расхода греющего пара на конвективную сушку?
7. Как строится процесс теоретической и реальной сушки на диаграмме Н-х?
8. Поясните принципы построения кривых и их использования для расчета скорости и времени сушки.
9. Покажите способы выражения движущей силы процесса сушки.
10. На чем основано определение коэффициентов массоотдачи для условий внешней и внутренней диффузии?
11. Как определяются области, лимитирующие общий процесс массопереноса при сушке?
12. На чем основано определение поверхности тепло- и массообмена для первого и второго периодов сушки?
13. На чем основано определение размеров сушилок с псевдооживленным слоем?
14. В чем особенности расчета сушилок с лимитирующим сопротивлением процессу внутренней фазы?
15. Перечислите виды классификаций сушилок.
16. Опишите устройство, раскройте принцип действия камерных и туннельных сушилок. Дайте их сравнительную характеристику.
17. Опишите устройство, раскройте принцип действия барабанных сушилок. Перечислите области их применения. Опишите устройство различных внутренних насадок барабанных сушилок.
18. Опишите устройство, раскройте принцип действия ленточных и петлевых сушилок. Дайте их сравнительную характеристику.
19. Опишите устройство, раскройте принцип действия сушилок с псевдооживленным слоем, распылительных и пневматических сушилок. Дайте их сравнительную характеристику.
20. Опишите устройство контактных сушилок.

21. Охарактеризуйте специальные виды сушки-радиационную, диэлектрическую, сублимационную. Перечислите области их применения.
22. Назовите методы интенсификации процессов сушки.
23. Какие виды обезвоживания материалов наиболее распространены?
24. Напишите формулы для определения количества высушенного материала и испаренной влаги при известных начальной и конечной влажности материала на общую и сухую массу и производительности сушилки по исходному материалу.
25. Может ли влажность материала на общую массу быть больше 100%?
26. Интенсивность каких процессов влияет на скорость сушки влажного материала?
27. Какая влага (связанная химически, физико-химически, физико-механически) может быть удалена механическим путем?
28. Объясните принцип действия аппаратов для механического обезвоживания материалов.
29. Какие существуют движущие силы внутреннего переноса влаги в материале?
30. Какие периоды сушки влажного материала можно назвать? В чем их отличие?
31. Что такое обобщенная кривая сушки? Каким образом ее используют для расчета кинетики сушки?
32. Назовите теплотехнологические преимущества перегретого пара как сушильного агента по сравнению с воздухом.

## Тема 2. ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ

### 2.1. Основные понятия

Атмосферный воздух содержит ряд примесей, вредных для процесса глубокого охлаждения: механические частицы (пыль, сажа и др.), пары воды, двуокись углерода, предельные и непредельные углеводороды, сероуглерод, окислы азота и др. От этих примесей воздух очищают в специальных устройствах перед подачей его в воздухоразделительный аппарат.

*Состав воздуха.* Атмосферный воздух представляет собой смесь нескольких газов (табл. 2.1), не связанных между собой химически.

Таблица 2.1

Состав газообразной части воздуха

| Газ               | Концентрация, %       |                       | Температура кипения при атмосферном давлении, К |
|-------------------|-----------------------|-----------------------|---|
|                   | объемная              | массовая              |   |
| Кислород          | 20,946                | 23,139                | 90,18   |
| Азот              | 78,084                | 75,521                | 77,36   |
| Аргон             | 0,934                 | 1,288                 | 87,27   |
| Неон              | $1,818 \cdot 10^{-3}$ | $1,267 \cdot 10^{-3}$ | 27,09   |
| Гелий             | $5,239 \cdot 10^{-4}$ | $0,724 \cdot 10^{-4}$ | 4,21  |
| Криптон           | $1,14 \cdot 10^{-4}$  | $3,29 \cdot 10^{-4}$  | 119,8   |
| Ксенон            | $0,86 \cdot 10^{-5}$  | $0,39 \cdot 10^{-4}$  | 165,05  |
| Двуокись углерода | $3,3 \cdot 10^{-2}$   | $5,5 \cdot 10^{-3}$   | 216,4   |
|                   |                       |                       | (тройная точка)                                 |

*Давление насыщенных паров и азота.* Азот и кислород могут смешиваться друг с другом в любых соотношениях. Точка кипения жидкости, состоящей из смеси кислорода и азота, меняется в зависимости от содержания в ней кислорода и азота.

Давление и состав насыщенного пара находящегося в равновесии с кислородно-азотной жидкостью, зависит от состава жидкости и температуры. Содержание кислорода в газовой фазе всегда значительно ниже содержания его в жидкости, так как кислород и азот при одинаковой температуре имеют различные давления насыщенного пара. При одинаковой температуре давление насыщенных паров азота в несколько раз выше давления насыщенных паров кислорода (рис. 2.1). В жидкости всегда содержится больше кислорода, чем в паре, а в паре – больше азота, чем в жидкости. Другими словами, азот как более летучая часть жидкости переходит в пар в большем количестве, чем кислород, который остается преимущественно в жидкости.

*Минимальная работа разделения газовых смесей.* Воздух и другие газовые смеси разделяют на составные части разными методами. Промышленное значение для разделения воздуха на кислород, азот, аргон, криптон, ксенон, неон имеет метод низкотемпературной ректификации, основанный на различии составов, находящихся в равновесии жидких и паровых смесей. Если процесс смешения газов протекает без воздействия на него внешних

сил, то обратный процесс (разделения газовой смеси на отдельные компоненты) сам совершаться не может и требует затраты энергии. При смешении газов происходит увеличение энтропии (необратимый процесс).

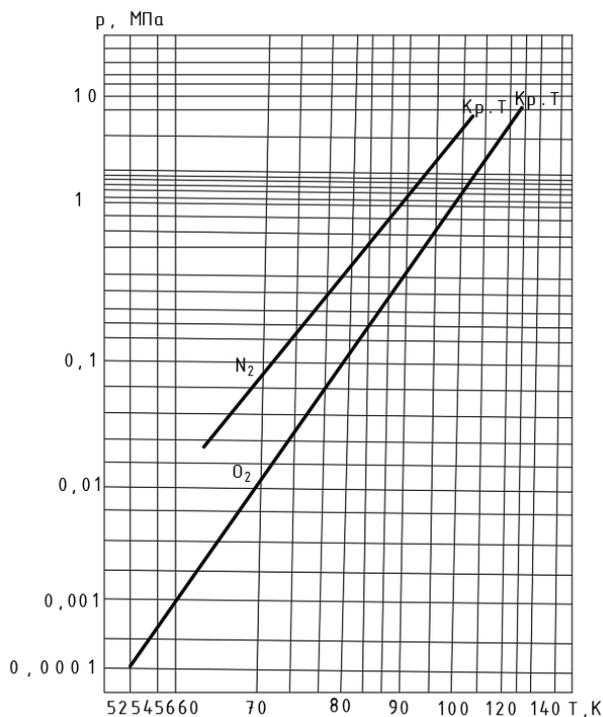


Рис. 2.1. Давление насыщенных паров азота и кислорода

**Обратимый процесс** – это равновесный термодинамический процесс, который может проходить как в прямом, так и в обратном направлении, проходя через одинаковые промежуточные состояния, причем система возвращается в исходное состояние без затрат энергии, и в окружающей среде не остается макроскопических изменений.

**Необратимым** называется процесс, который нельзя провести в противоположном направлении через все те же самые промежуточные состояния. Все реальные процессы необратимы. Примеры необратимых процессов: диффузия, термодиффузия, теплопроводность, вязкое течение и другое. Все необратимые процессы – это **неравновесные процессы**. В замкнутых системах данные процессы влекут возрастание энтропии, в открытых же энтропия может оставаться постоянной, либо убывать.

Различия в содержании отдельных компонентов в воздухе и температуре их кипения влияют на процесс низкотемпературной ректификации.

**Ректификация воздуха** – это многократно повторяющийся процесс конденсации менее летучего компонента (кислорода) и испарение более летучего компонента (азота) в слоях жидкой смеси азота.

Если рассматривать воздух как идеальную бинарную смесь, то удельная минимальная работа для получения 1 моля чистого кислорода составит 5960 Дж.

*Равновесные кривые в координатах x-y и T-x-y.* При заданных давлении и температуре состав пара над жидкостью является строго определенным и зависит только от состава жидкости. В этом случае пар и азот находятся в равновесном состоянии. Если нарушить это равновесие, то изменится состав жидкой и паровой фаз.

Для определения зависимости между равновесными содержаниями компонентов смеси в жидкости и паре пользуются графиком (рис. 2.2). По оси абсцисс откладывают концентрацию компонентов в жидкости  $x$ , а по оси ординат – концентрацию этого же компонента в паре  $y$ .

Например, если концентрация азота в жидкости 78% (см. рис. 2.2) при давлении 0,1 МПа, то в паре над жидкостью его будет содержаться 93% (точка А). С увеличением давления содержание низкокипящего компонента (азота) в паре уменьшается, а высококипящего (кислорода) увеличивается. При давлении 0,5 МПа концентрация азота в паре 90% (точка Б), при давлении 3 МПа – 85% (точка В).

При повышении давления кислородно-азотной смеси концентрация  $N_2$  и  $O_2$  в паре стремится к концентрации их в жидкости. Если нарушить равновесие системы, отбирая пар над жидкостью, то жидкость будет обогащаться кислородом, а азот, как наиболее летучий компонент, станет переходить в пар. Температура жидкой фазы повысится; эта температура будет тем выше, чем больше давление жидкости.

Отложим по оси абсцисс концентрацию азота в жидкости, а по оси ординат температуру кипения жидкости при постоянном давлении (рис. 2.3). Кривые показывают, как меняется концентрация жидкости в зависимости от температуры (нижняя кривая) и как изменяется состав пара над кипящей жидкостью – (верхняя кривая). С понижением температуры при  $p = \text{const}$  концентрация азота в жидкости повышается и приближается к 100%, с повышением температуры жидкости концентрация азота в жидкости уменьшается.

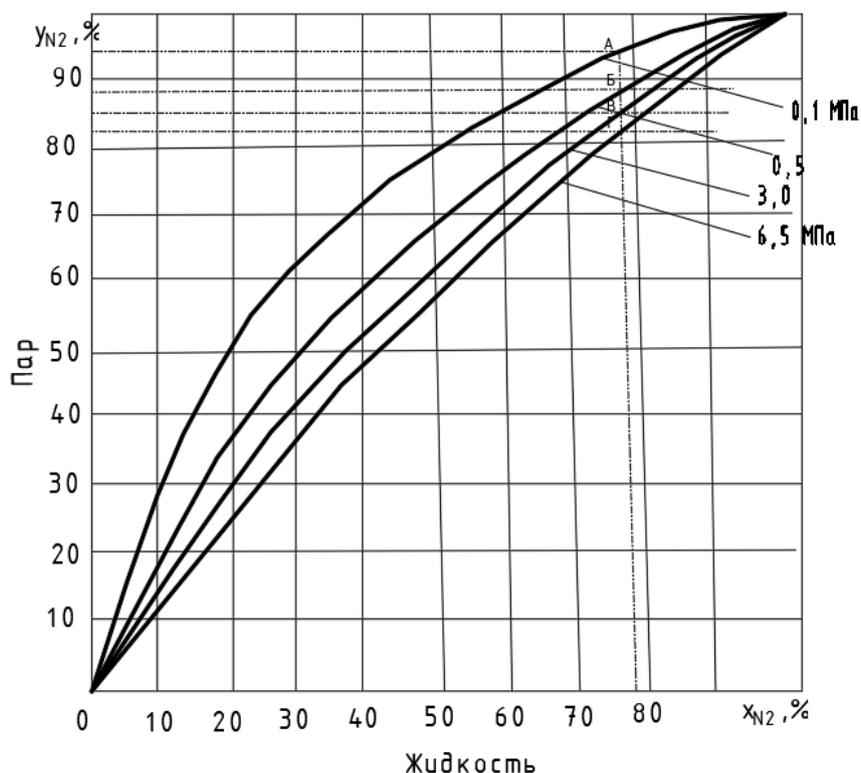


Рис. 2.2. Равновесные кривые системы азот-кислород

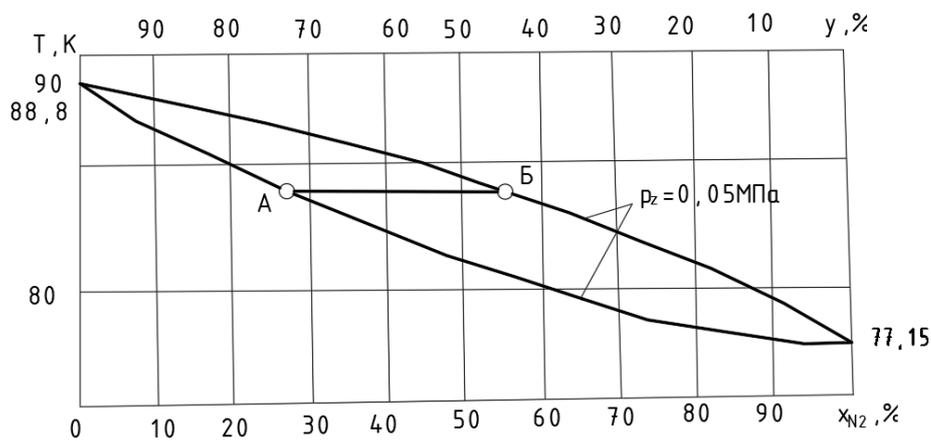


Рис. 2.3. Содержание азота в жидкости

Отрезок прямой АБ показывает разность концентраций азота в паре и жидкости.

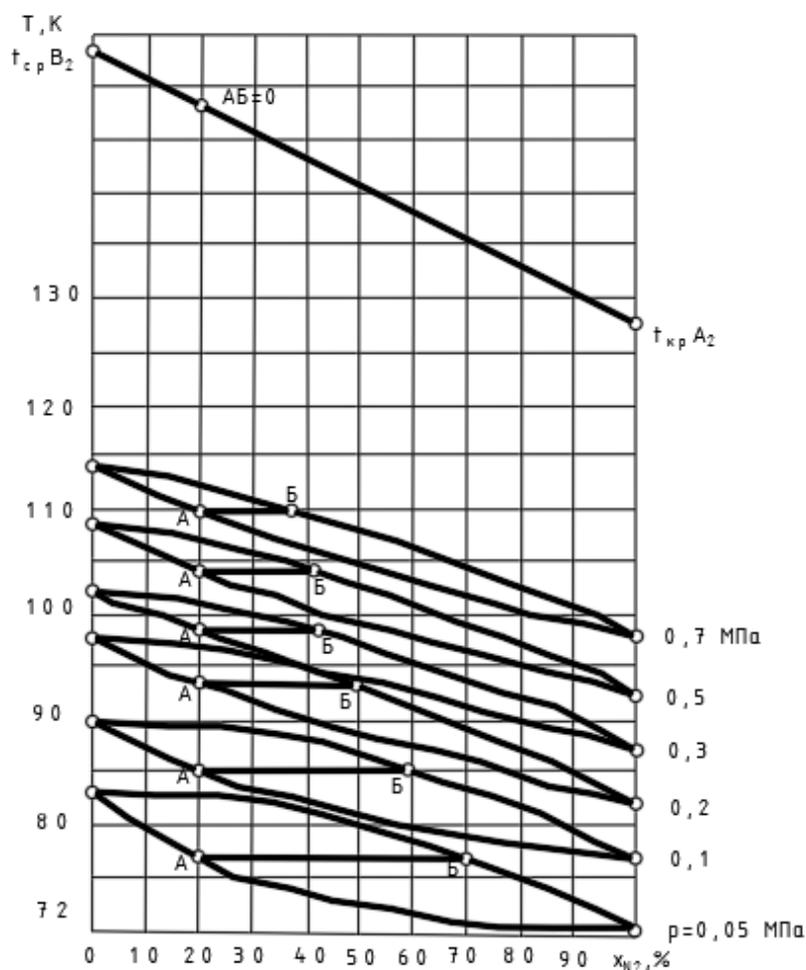


Рис. 2.4. Состав кислородно-азотной смеси при разных температурах и абсолютных давлениях

Эта разность наибольшая, когда в жидкости содержится 30...40%  $N_2$ .

С увеличением давления жидкости разность содержания азота в жидкой и паровой фазах (отрезок АБ) уменьшается, а при критическом давлении она равна нулю (рис. 2.4). Следовательно, процесс разделения (ректификации) выгоднее проводить при более низком

давлении, так как при этом разность (отрезок АБ) между жидкой и паровой фазами будет больше.

Номограмма  $T-p-i-x-y$  для равновесной азотно-кислородной смеси. При расчетах аппаратов воздуходелительных установок используют номограмму, составленную Гершем и Цеханским для азотно-кислородной смеси (рис. 2.5). Номограмма состоит из двух частей (области жидкости и пара). В правой части номограммы нанесены изобары и линии постоянных концентраций для пара, в левой – для жидкости. По номограмме можно определить концентрацию пара, жидкости и их энтальпию по известным  $T$  и абсолютному давлению.

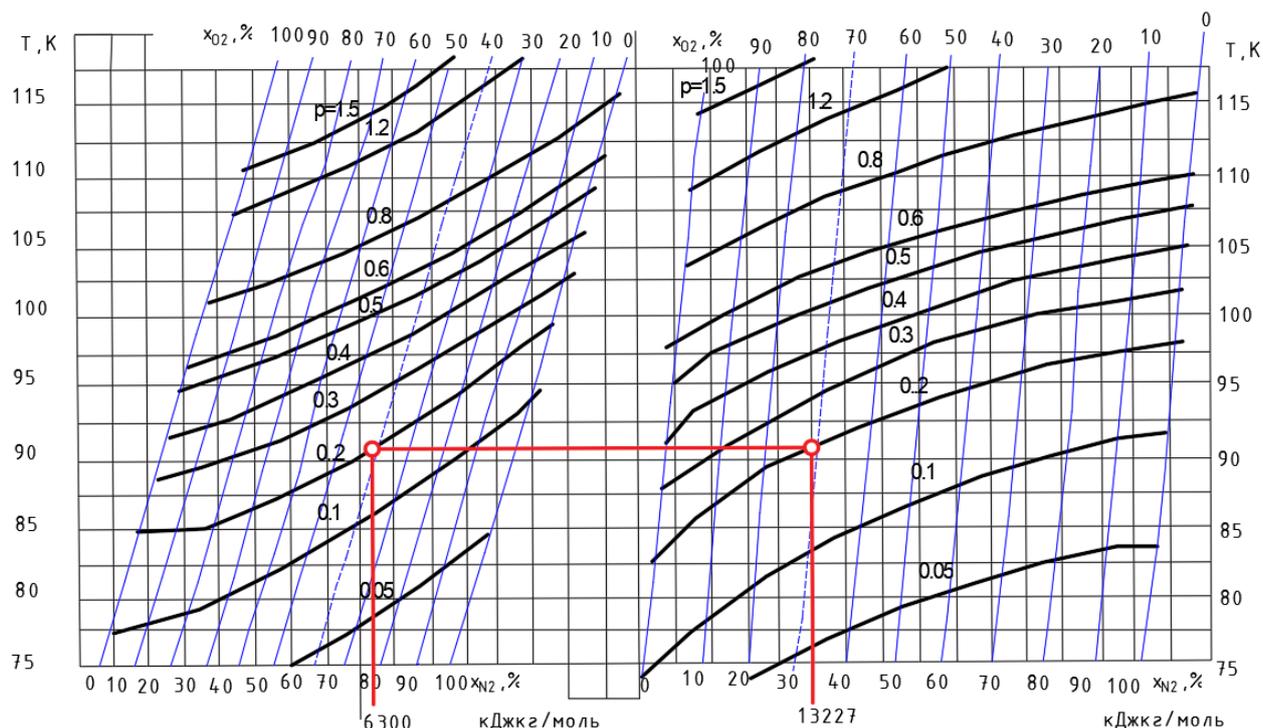


Рис. 2.5. Номограмма  $T-p-i-x-y$  для равновесной азотно-кислородной смеси

**Испарение жидкого воздуха в замкнутом объеме** – это процесс без отвода пара (рис. 2.6). Поместим в сосуд некоторую начальную массу жидкости  $M_{of}$ . Условно примем, что внутри сосуда движется без трения невесомый поршень.

На диаграмме  $T-x-y$  жидкости  $M_{of}$  соответствует точка А (рис. 2.7). В процессе испарения жидкости под действием теплоты  $Q$  содержание азота в жидкости уменьшается, а содержание кислорода увеличивается. Однако в любой момент общая масса азота в жидкости и паре остается постоянной. Уравнение материального баланса для 1 кг смеси имеет вид  $M_{of} = M_f + M$ . После испарения части жидкости концентрация азота в оставшейся жидкости  $M_f$  будет  $x$ , а в паре –  $y$ , тогда  $M_{of} x_0 = M_f x + M y$ ; из этих уравнений получаем:

$$\frac{M}{M_f} = \frac{x_0 - x}{y - x_0}; \text{ или } \frac{M}{M_{of}} = \frac{x_0 - x}{y - x}; \quad (2.1)$$

Из диаграммы (см. рис. 2.7) видно, что  $DC = x_0 - x$ ,  $CE = y - x_0$ . Отрезок  $DC$  пропорционален количеству пара над жидкостью, отрезок  $CE$  – количеству жидкости, т.е. отрезок  $DE$  пропорционален начальному количеству жидкости в замкнутом объеме.

Процесс испарения жидкости в замкнутом объеме на диаграмме  $T$ - $x$ - $y$  выражается линией АВ. Состав жидкости при испарении изменяется от точки А к точке В, а температура кипения возрастает от  $T_A$  до  $T_B$ , так как неиспарившаяся жидкость обогащается высококипящим компонентом (кислородом с концентрацией  $x_H$ ).

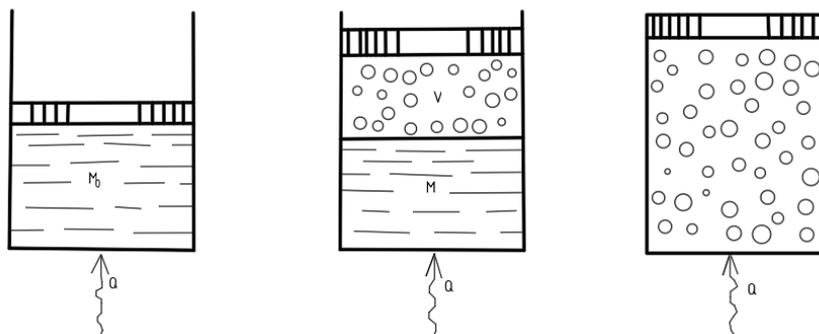


Рис. 2.6. Схема испарения жидкого воздуха

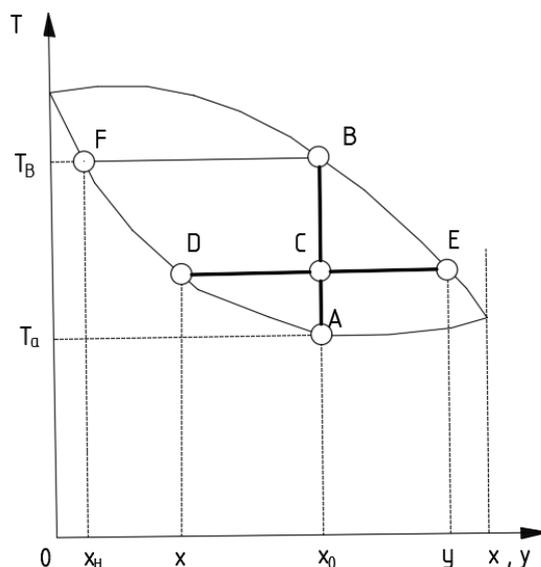


Рис. 2.7. Диаграмма  $T$ - $x$ - $y$  процесса испарения в замкнутом объеме

*Фракционное испарение (простая дистилляция).* При фракционном испарении пар непрерывно отводится из пространства над жидкостью. Состав отводимого пара равновесен составу жидкости, оставшейся в сосуде. На рисунке 2.8 показано изменение концентрации жидкости и пара при фракционном испарении воздуха (в данном случае воздух рассматривают как бинарный раствор).

Из приведенных зависимостей (см. рис. 2.8) видно, что после испарения 40...60% жидкости концентрация азота в жидкости и паре резко уменьшается (кривые круто падают), т. е. с понижением концентрации азота в жидкости выход азота уменьшается.

Для кислорода наблюдается обратное явление: с повышением концентрации кислорода в жидкости концентрация его в паре повышается, но для этого требуется испарить значительное количество жидкости. При фракционном способе испарения жидкого воздуха можно получить жидкий кислород с высокой концентрацией, но выход его будет тем меньше, чем выше эта концентрация. Жидкий кислород в сравнительно чистом виде можно получить

данным способом лишь в очень малых количествах (например, чтобы получить жидкий кислород чистотой 95%, надо испарить 94,5% жидкого воздуха). Сравнительно чистый газообразный азот (93%) можно получить только в начальный момент испарения (испарив 10...12% жидкого воздуха) и в очень небольших количествах. Поэтому указанный метод фракционного испарения для получения кислорода и азота не получил применения в промышленности.

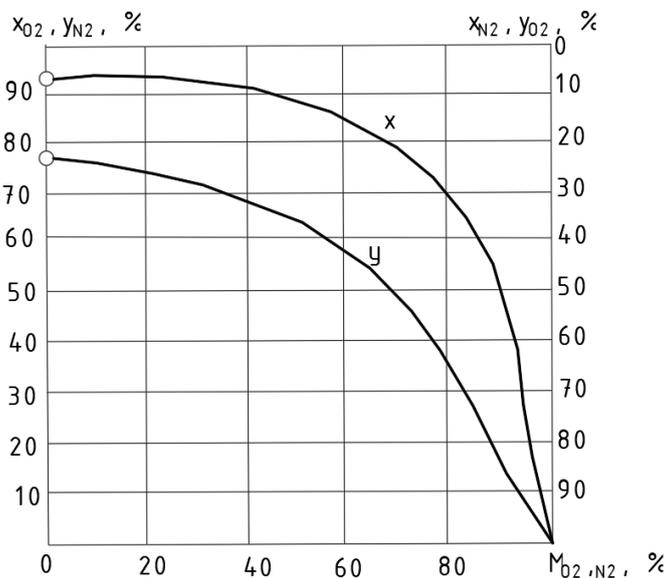


Рис. 2.8. Изменение концентрации жидкости и пара при испарении жидкого воздуха с отводом образовавшихся паров при 0,1 МПа

**Конденсация воздуха.** Конденсация – это процесс, обратный испарению. В случае конденсации без отвода сконденсировавшегося пара конденсат соприкасается с паром, т.е. находятся в равновесном состоянии. Конденсацию с отводом конденсата называют – **фракционной**.

Рассмотрим зависимости жидкой  $x$  и паровой фаз  $y$  от отношения массы сконденсировавшегося пара  $M_x$  к общей массе  $M_y$  (рис. 2.9). В начальный момент конденсации в жидкости содержится 48,5% азота, постепенно концентрация азота в жидкости возрастает до 79,1%, при этом содержание кислорода в жидкости уменьшается с 51,5% в начале конденсации до 20,9% в конце процесса. Одновременно равновесная концентрация азота в паре возрастает от 79,1 до 97%.

При фракционной конденсации (рис. 2.10) чистый азот можно получить в незначительном количестве лишь в конце конденсации. Получить чистый кислород таким способом невозможно. Метод фракционной конденсации также не нашел применения в промышленности.

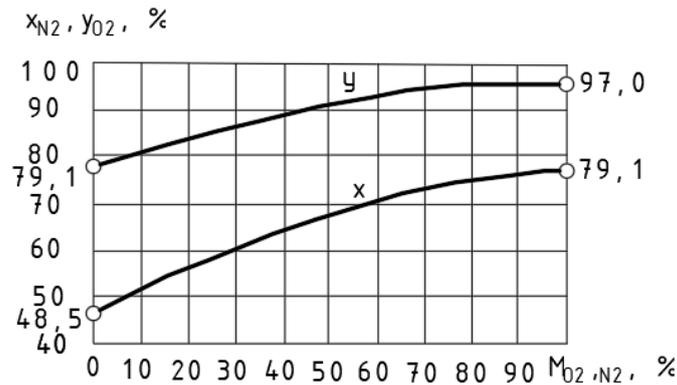


Рис. 2.9. Изменение концентрации жидкости и пара при конденсации воздуха в замкнутом объеме при 0,1 МПа

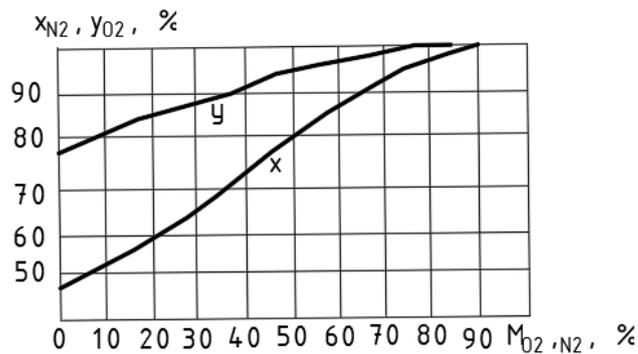


Рис. 2.10. Изменение концентрации жидкости и пара при конденсации воздуха с отводом жидкости при 0,1 МПа.

*Дефлегмация воздуха, условия работы дефлегматора.* Процесс дефлегмации происходит следующим образом: воздух, сжатый в компрессоре до давления 0,4...0,5 МПа и предварительно охлажденный, поступает в трубное пространство аппарата дефлегматора (рис. 2.11). В межтрубном пространстве при атмосферном давлении находится жидкий воздух, температура кипения которого ниже, чем температура кипения жидкого воздуха, находящегося в трубном пространстве под давлением 0,4...0,5 МПа. Пары воздуха, поднимаясь по трубкам, конденсируются и стекают в нижнюю часть аппарата в виде обогащенной кислородом жидкости. Обогащенный кислородом воздух поднимается по трубкам, в образующейся из него жидкости концентрация кислорода будет меньше, чем в начале конденсации. В верхней части трубного пространства газ состоит в основном из азота.

Стекающая по трубкам жидкость соприкасается с паром, концентрация кислорода в котором выше, в результате она обогащается кислородом. Чтобы отходящий газ представлял собой чистый азот, а концентрация кислорода в жидкости была максимальной для данного давления и температуры, необходимо постоянно выводить жидкость из аппарата. Это является неременным условием работы дефлегматора.

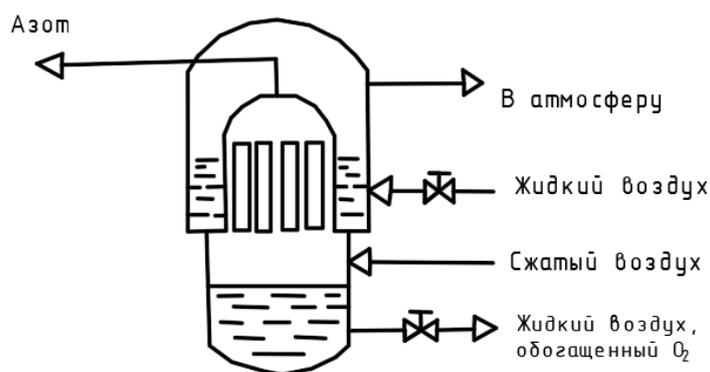


Рис. 2.11. Схема дефлегматора

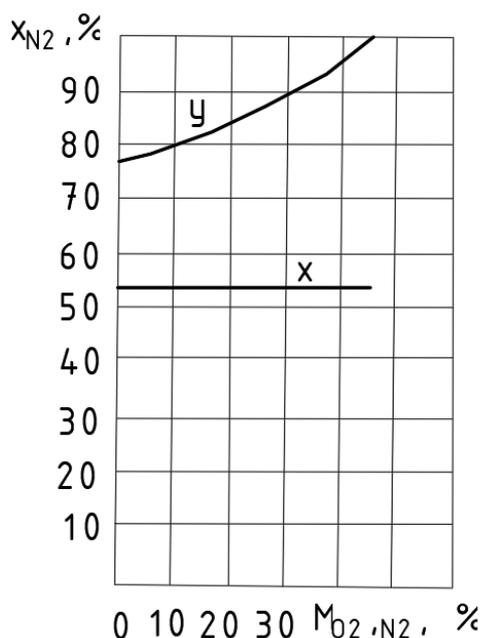


Рис. 2.12. Изменение концентрации жидкости и пара при дефлегмации

Максимальные концентрации кислорода в жидкости и азота в паре. При частичном разделении воздуха методом испарения жидкого воздуха в замкнутом объеме, фракционным испарением, конденсацией и дефлегмацией можно получить жидкий кислород и газообразный азот. Но эти продукты будут получены в небольших количествах и с малым процентным содержанием кислорода в жидкости и азота в паре.

При испарении жидкости в замкнутом объеме (см. рис. 2.7 максимальная концентрация кислорода в жидкости не более 51,5%, но это будет лишь последняя капля жидкого воздуха. Максимальная концентрация азота в паре 93,7% будет только в самом начале испарения.

Фракционированием жидкого воздуха (см. рис. 2.8) теоретически можно получить жидкость с концентрацией кислорода 100%, но в этом случае выход жидкости равен нулю. При получении кислорода с концентрацией 95% количество жидкости составит 5,5% первоначальной массы. Максимальная концентрация азота в паре 93,7%, как и в предыдущем случае, возможна лишь в начале процесса.

При дефлегмации воздуха максимальная концентрация кислорода в жидкости составит 47% (рис. 2.12), а максимальная концентрация азота в паре будет при отводе жидкости в количестве 45%. В этом случае в перерасчете на газ можно получить чистый азот в количестве 55% общей массы воздуха. Это составит  $100 \cdot \frac{55}{79,1} = 70\%$ , т.е, если азот весь азот, содержащийся в воздухе (78%) принять за 100%, то 70% этого азота может быть выделено с концентрацией 98...99%.

## 2.2. Классификация аппаратов

*Принцип ректификации.* Для разделения жидкого воздуха на компоненты применяют процесс ректификации, который осуществляют в специальных аппаратах – ректификационных колоннах.

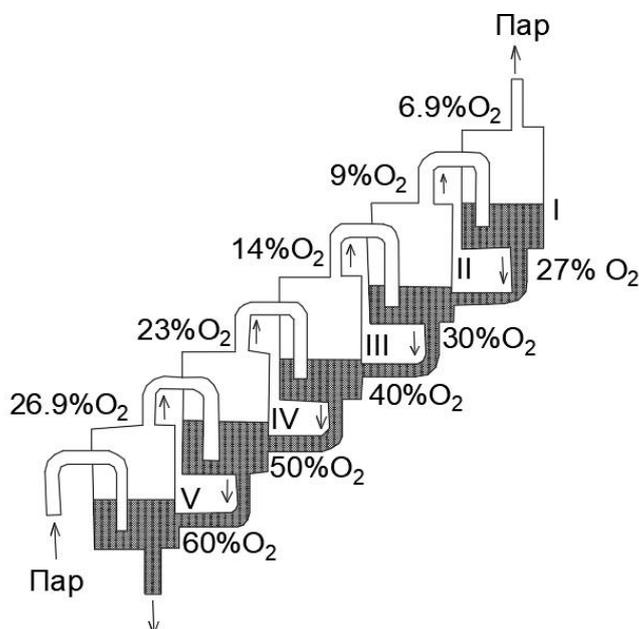


Рис. 2.13. Схема процессов ректификации

Процесс ректификации основан на явлении конденсации кислорода в азотно-кислородной жидкости с одновременным испарением из нее азота. Образующуюся при испарении жидкого воздуха парообразную смесь азота и кислорода пропускают через жидкость с меньшим содержанием кислорода (рис. 2.13.). Так как жидкость содержит меньше кислорода и больше азота, она имеет температуру более низкую, чем проходящий через нее пар. При этом из пара конденсируется кислород и обогащает жидкость, а азот испаряется из жидкости, обогащая пар. Этот процесс происходит при соприкосновении пара с жидкостью, многократно повторяется до тех пор, пока не получится пар, состоящий почти из одного азота, а жидкость из кислорода.

Ректификационная колонна, представляет собой цилиндрическую обечайку с расположенными внутри нее параллельно друг другу на определенном расстоянии тарелками. Тарелки могут иметь различную конструкцию (изображения расположения тарелок представлены ниже рис. 2.14 и 2.15).

Колонна однократной ректификации приведена на рис. 2.16. Сжатый и предварительно охлажденный воздух проходит через змеевик, погруженный в сосуд (куб) с кипящим жидким кислородом. В змеевике охлажденный воздух частично конденсируется, испаряя некоторое количество кислорода из куба. На выходе из змеевика воздух дросселируется, его давление снижается до 0,012 ...0,013 МПа. Затем воздух поступает на верхнюю тарелку ректификационной колонны, часть его испаряется, а большая часть стекает по тарелкам в нижнюю часть колонны. Проходя ряд тарелок, воздух обогащается кислородом, контактируя на тарелках с поднимающимися парами.

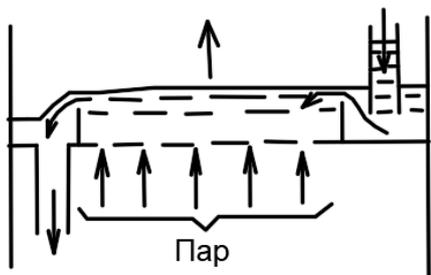


Рис. 2.14. Схема сетчатой тарелки

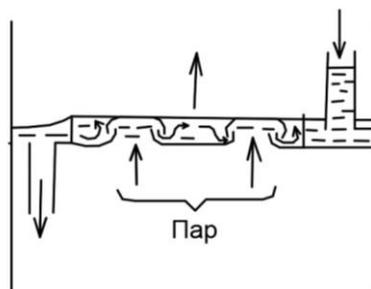


Рис. 2.15. Схема колпачковой тарелки

В результате в нижней части колонны (куба) собирается жидкий кислород. Часть паров кислорода отводится потребителю. Образующиеся в кубе пары кубовой жидкости поднимаются вверх и обогащаются азотом. В верхней части колонны пар содержит около 90% азота и 10% кислорода. Эта смесь выбрасывается в атмосферу, предварительно отдав свой холод сжатому воздуху, поступающему в колонну.

Схема колонны однократной ректификации для получения азота приведена на рис. 2.17. Сжатый и охлажденный воздух подается через дроссельный клапан в куб колонны, откуда для охлаждения и конденсации газообразного азота, находящегося в трубках конденсатора через второй дроссельный клапан поступает в межтрубное пространство конденсатора. Чистый газообразный азот отбирается из-под крышки конденсатора, а жидкий азот сливается в карманы и выдается в виде продукта. Обогащенный кислородом холодный воздух из межтрубного пространства конденсатора отводится для охлаждения сжатого воздуха.

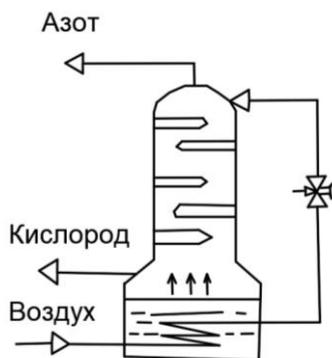


Рис. 2.16. Схема колонны однократной ректификации для получения кислорода

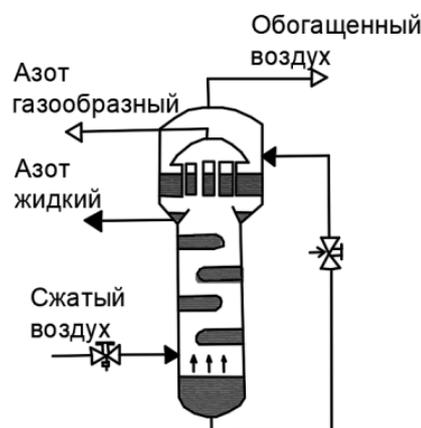


Рис. 2.17. Схема колонны однократной ректификации для получения азота

При получении технического кислорода колонна однократной ректификации работает неэкономично, так как вместе с азотом в атмосферу выбрасывается около 30% кислорода, содержащегося в перерабатываемом воздухе. Это происходит потому что верхняя тарелка колонны орошается жидким воздухом, пар над которым теоретически содержит 7% кислорода. Для уменьшения потерь кислорода необходимо орошать верхнюю тарелку жидким азотом, что и делают в колонне двукратной ректификации.

Коэффициент извлечения кислорода из воздуха (%) характеризует разделительную способность колонны:

$$\beta = \frac{K(1-y_k)}{B(1-x_B)} 100, \quad (2.2)$$

где  $y_k$  – концентрация кислорода в паре,  $x_B$  – концентрация азота в воздухе, %.

При повышении концентрации кислорода, извлекаемого из колонны, коэффициент  $\beta$  уменьшается.

Колонну двукратной ректификации применяют для полного извлечения кислорода из воздуха (рис. 2.18). Аппарат состоит из колонны высокого давления (нижней колонны), работающей под давлением 0,55 ... 0,6 МПа, и колоны низкого давления (верхней колонны), работающей под давлением 0,13 ... 0,14 МПа.

В нижней колонне происходит предварительное разделение воздуха с получением флегмы, обогащенной азотом. Если воздух поступает в колонну в состоянии, близком к сухому насыщенному пару с давлением 0,55...0,7 МПа, то его подают непосредственно в куб колонны (см. рис. 2.18). Пар с верхней тарелки нижней колонны, обогащенный азотом, подается в конденсатор-испаритель, где конденсируется в результате теплообмена с кипящим жидким кислородом.

Из конденсатора-испарителя жидкий азот поступает на орошение тарелок нижней колонны, а азотная флегма отбирается из карманов нижней колонны, дросселируется до давления 0,13 МПа и подается на орошение тарелок верхней колонны.

Обогащенная кислородом жидкость из куба нижней колонны дросселируется до давления 0,13-0,14 МПа и подается в середину верхней колонны.

В результате ректификации в верхней колонне в межтрубном пространстве конденсатора собирается жидкий кислород с концентрацией 99,5%-99,8%. Его пары частично поднимаются вверх по колонне, участвуя в процессе ректификации. Часть паров кислорода отводится потребителю. Азот с концентрацией 97-98% собирается в верхней части колонны низкого давления и отводится потребителю или выбрасывается в атмосферу. Если воздух подается на разделение в нижнюю колонну при давлении более 0,6 МПа, то его целесообразно не дросселировать непосредственно в куб нижней колонны, а сначала охладить в змеевике, погруженном в кубовую жидкость. После прохождения змеевика жидкий воздух дросселируется до давления 0,55...0,6 МПа и подается в середину нижней колонны (рис. 2.19).

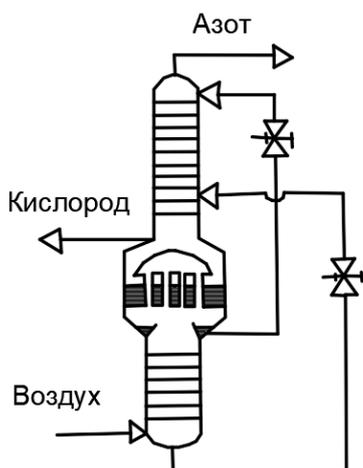


Рис. 2.18. Схема колонны двукратной ректификации с подачей насыщенного воздуха непосредственно в куб колонны

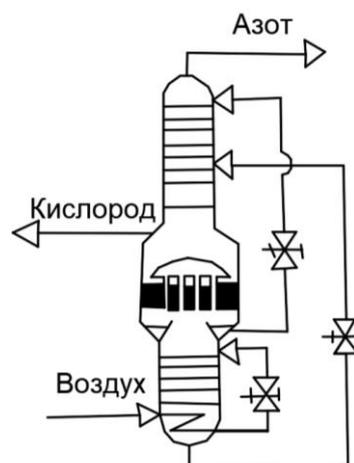


Рис. 2.19. Схема колонны двукратной ректификации с подачей воздуха высокого давления в змеевик куба

В установках для получения жидкого кислорода в нижнюю колонну подают два потока воздуха (рис. 2.20): газообразный с давлением 0,6 МПа и жидкий высокого давления. Газообразный воздух подается непосредственно в куб нижней колонны, а жидкий воздух высокого давления дросселируется до давления 0,55...0,6 МПа и подается в середину нижней колонны. В верхней колонне происходит окончательное разделение воздуха на кислород, отбираемый из конденсатора-испарителя, и азот, отбираемый из верхней части колонны. Концентрации продуктов разделения, получаемых в верхней колонне, могут быть различными в зависимости от назначения и типа установки. При производстве кислорода в отходящем азоте содержится не более 2...3% кислорода.

Таким образом, в колонне двукратной ректификации обеспечивается практически полное извлечение кислорода или азота из воздуха.

Изменение температур и давлений по высоте колонны. В колонне однократной ректификации (рис. 2.21) повышение давления теоретически возможно вплоть до критического. Практически даже при небольшом повышении давления значительно сокращается выход кислорода. При более высоком давлении в колонне, температура кипения кубовой жидкости  $T_R$  повышается и, следовательно, температура воздуха, выходящего из змеевика, увеличивается.

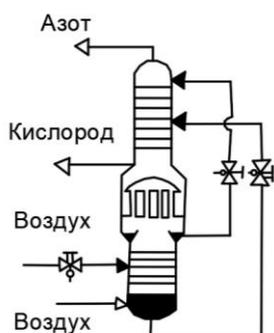


Рис. 2.20. Схема колонны двукратной ректификации с подачей в куб двух потоков воздуха

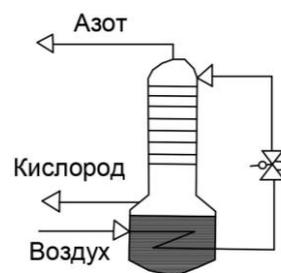


Рис. 2.21. Схема колонны однократной ректификации

Расчеты показывают (рис. 2.22), что можно повышать давление в колонне до 1,5...2 МПа, но экономически это не выгодно, так как при давлении 1...1,5 МПа количество получаемого кислорода уменьшается более чем в 2 раза. В колонне с бесконечно большим числом тарелок азот имеет максимальную концентрацию  $y_{теор}$ . В реальной колонне разность между максимальной  $y_{теор}$  и реальной концентрацией составляет 0,02%, т.е. неравномерность  $\Delta y = y_{теор} - y = 0,02$ .

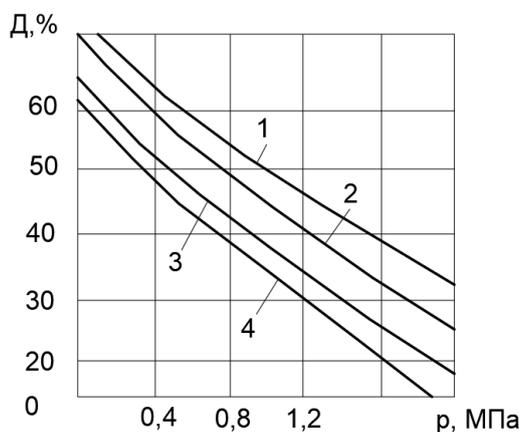


Рис. 2.22. Выход кислорода из воздуха в зависимости от давления в колонне с бесконечно большим числом тарелок (1,2) и в реальной колонне (3,4) от неравновесности и разности температур воздуха, выходящего из змеевика, и кислорода в кубе: 1- при бесконечно большой поверхности змеевика для теоретической колонны, когда разность температур между воздухом из змеевика и кубовой жидкостью  $\Delta T = 0$ ; 2 – при реальной поверхности змеевика для теоретической колонны при  $\Delta T = 3 *$ ; 3 – при бесконечно большой поверхности змеевика для действительной колонны при  $\Delta T = 0$ ; 4 – с реальной поверхностью змеевика для действительной колонны при  $\Delta T = 3 *$

В колонне двукратной ректификации для протекания процесса необходимо, чтобы в конденсаторе колонны происходил процесс конденсации азота. Это возможно лишь при разности давлений в верхней и нижней колоннах. Повышение давления в верхней и нижней колонне приводит к необходимости повышения давления в нижней колонне, чтобы разность температур кислорода в межтрубном пространстве и азота в трубках конденсатора составила около 3 К. зависимость давления  $p_1$  в верхней колонне от давления  $p_2$  в нижней колонне следующая, МПа:

|             |       |       |       |       |      |      |      |      |      |      |
|-------------|-------|-------|-------|-------|------|------|------|------|------|------|
| $p_2$ ..... | 0,2   | 0,4   | 0,6   | 0,8   | 1,0  | 1,2  | 1,4  | 1,6  | 1,8  | 2,0  |
| $p_1$ ..... | 0,053 | 0,122 | 0,198 | 0,278 | 0,36 | 0,45 | 0,54 | 0,64 | 0,73 | 0,82 |

В отличие от колонны однократной ректификации в колонне двукратной ректификации повышение давления возможно до определенного предела в зависимости от получаемого продукта. Процесс ректификации протекает, если концентрация  $x_R$  жидкости R в кубе находится между минимальным  $x_{Rmin}$  (линия 1 или 2) и максимальным  $x_{Rmax}$  ее значением (рис. 2.23).

При некоторых значениях  $p_2$  имеем  $x_{Rmin} = x_{Rmax}$  (точки а, б), при большем значении давлений  $x_{Rmin} > x_{Rmax}$  и ректификация становится невозможной даже при теоретическом, т.е. бесконечно большом, количестве тарелок. Предельное давление зависит от концентрации получаемых продуктов: чем они чище, тем ниже предельное давление

*Температурный напор конденсатора.* Между верхней и нижней колоннами расположен конденсатор-испаритель, представляющий собой аппарат с большим числом вертикальных трубок, концы которых закреплены в трубных решетках, условно представленный на рисунке 2.24. Внутреннее пространство трубок сообщается с нижней колонной, давление в которой 0,55...0,6 МПа устанавливается самопроизвольно в соответствии с тепловой нагрузкой конденсатора.

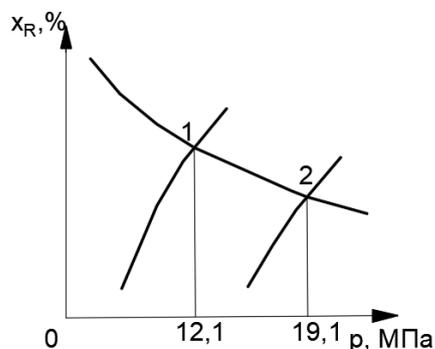


Рис. 2.23. Зависимость предельного давления  $x_{R, \text{min}}$  в нижней колонне от концентрации жидкости в кубе при получении жидкого 1 и газообразного 2 кислорода

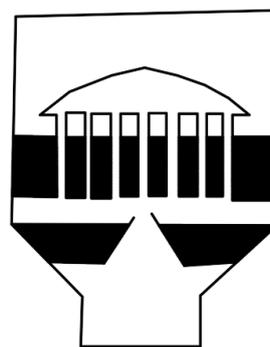


Рис. 2.24. Схема конденсатора-испарителя

Межтрубное пространство конденсатора сообщается с верхней колонной, давление в которой 0,13...0,14 МПа, обусловливаемое сопротивлением отводящих трубопроводов. Так как жидкий кислород в межтрубном пространстве конденсатора находится под давлением 0,13...0,14 мПа, а пары азота в трубках конденсатора под давлением 0,55...0,6 МПа, то температура конденсации паров азота на 2...3 К превышает температуру жидкого кислорода. Азот конденсируется в трубках конденсатора в результате теплообмена с кипящим кислородом и стекает в нижнюю колонну.

Разность между температурами конденсирующегося азота и кипящего кислорода в конденсаторе называют **температурным напором конденсатора**. Температура кипящего кислорода при давлении 0,14 МПа около 93 К, следовательно, с учетом температурного напора (2...3 К) температура конденсирующегося азота должна составлять 95...96 К. Этой температуре соответствует давление 0,55...0,6 МПа.

### 2.3. Область применения

В последнее время возрос интерес к проблеме применения кислорода или воздуха, обогащенного кислородом (30...40%  $O_2$ ), для интенсификации технологических процессов в черной и цветной металлургии, кислорода и азота в химической промышленности, кислорода для газопламенного бурения твердых пород, в микробиологии, для газовой сварки.

## 2.4. Основы методики расчета

Тепловые балансы теплообменников, верхней и нижней колонны. Удельную холодопроизводительность воздухоразделительной установки (рис. 2.25) можно записать следующим уравнением:

$$i_{B1} - i_{B2} = q_1 + Q_{\Delta T} + q_{o.c.} \quad (2.3)$$

где  $i_{B1}$  и  $i_{B2}$  – энтальпии воздуха на входе и выходе компрессора;  $q_1$  – потери холода с жидкими продуктами, вводимыми из установки;  $Q_{\Delta T}$  – потеря холода от недорекуперации,  $q_{o.c.}$  – потеря холода в окружающую среду.

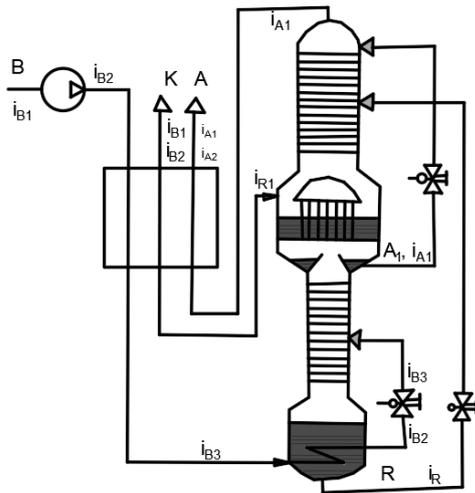


Рис. 2.25. Схема установки для разделения воздуха на газообразный азот и кислород

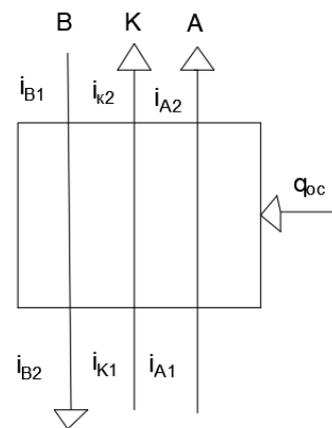


Рис. 2.26. Потоки основного теплообменника

В случае, если установка вырабатывает газообразный кислород и азот, то создаваемый холод идет только на покрытие потерь от недорекуперации и потерь в окружающую среду. Тогда удельная холодопроизводительность установки

$$i_{B1} - i_{B2} = Q_{\Delta T} + q_{o.c.} \quad (2.4)$$

Рассмотрим тепловой баланс теплообменника (рис. 2.27):

$$B \cdot (i_{B1} - i_{B2}) + q_{o.c.} = A \cdot (i_{A1} - i_{A2}) + K \cdot (i_{K1} - i_{K2}) \quad (2.5)$$

где  $i_{B1}$  и  $i_{B2}$  – энтальпии воздуха на входе и выходе теплообменника;  $i_{A1}$  и  $i_{A2}$  – энтальпии азота на входе и выходе теплообменника;  $i_{K1}$  и  $i_{K2}$  – энтальпии кислорода на входе и выходе теплообменника;  $B$  – масса перерабатываемого воздуха,  $K$  – масса получаемого кислорода;  $A$  – масса, получаемого азота;  $q_{o.c.}$  – потеря холода в окружающую среду;  $i_{B1} - i_{B2}$  – удельная теплота, переданная воздухом холодному азоту и кислороду, которые нагреваются до температур  $T_{K2}$  и  $T_{A2}$ .

Для 1 кг перерабатываемого воздуха уравнение примет вид

$$i_{B1} - i_{B2} = A \cdot (i_{A1} - i_{A2}) + K \cdot (i_{K1} - i_{K2}) - q_{o.c.} \quad (2.6)$$

Уравнение теплового баланса нижней колонны (рис. 2.28)

$$B i_{B3} + B q_{o.c.} = R i_R + M R i_{MR} + A i_{Af} \quad (2.7)$$

где  $i_{B3}$  – удельная энтальпия воздуха на входе в испаритель;  $i_R$  – удельная энтальпия кубовой жидкости;  $i_{MR}$  – удельная энтальпия пара, образующегося при кипении жидкости в кубе;  $i_{Af}$  – удельная энтальпия жидкого азота (флегмы), стекающего из конденсатора в карманы нижней колонны;  $R$  – масса кубовой жидкости;  $M_R$  – масса пара, образующегося при кипении жидкости в кубе;  $A_f$  – масса жидкого азота (флегмы), стекающего из конденсатора в карманы нижней колонны.

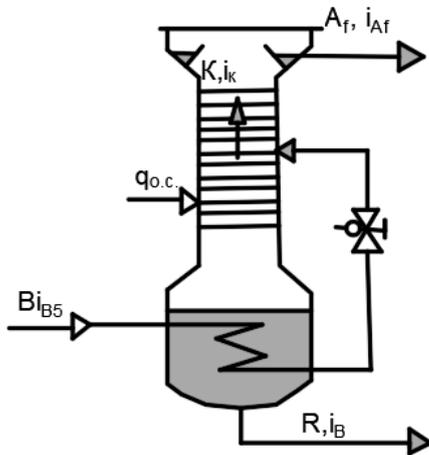


Рис. 2.27. Схема нижней колонны

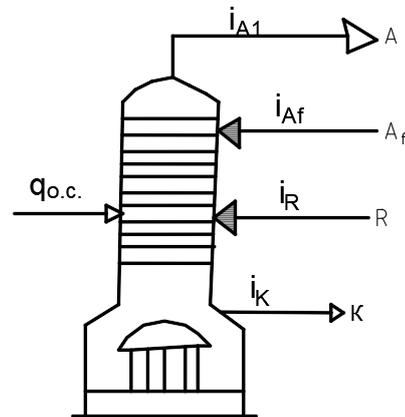


Рис. 2.28. Схема верхней колонны

Уравнение теплового баланса верхней колонны (рис. 2.28)

$$Ri_R + A_f i_{Af} + q_{o.c.} = Ki_k + A i_{A1} \quad (2.8)$$

Определение тепловой нагрузки испарителя, конденсатора, переохладителя. Для испарителя (рис. 2.29) можно записать, что холодопроизводительность, Вт

$$B \cdot (i_{B3} - i_{B4}) = q_{и} R = Q_{и} \quad (2.9)$$

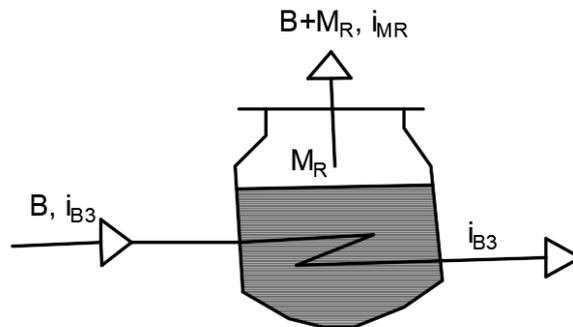


Рис. 2.29. Схема испарителя жидкости, находящейся в кубе

Откуда теплота, переданная в испарителе 1 кг жидкости куба (удельная тепловая нагрузка испарителя), кДж,

$$q_{и} = \frac{B}{R} \cdot (i_{B3} - i_{B4}) = \frac{Q_{и}}{R} \quad (2.10)$$

В то же время

$$B \cdot (i_{B3} - i_{B4}) = M_R (i'_{MR} - i_R) \quad (2.11)$$

Откуда  $M_R$ , кг,

$$M_R = B \frac{i_{B3} - i_{B4}}{i'_{MR} - i_R} \quad (2.12)$$

где  $i_{B_4}$  – удельная энтальпия воздуха на выходе из змеевика;  $i'_{M_R}$  – удельная энтальпия пара, образующегося при кипении жидкости в кубе.

Рассмотрим конденсатор (рис. 2.30). При дросселировании жидкого воздуха, выходящего из змеевика испарителя, к пару кубовой жидкости  $M_R$  прибавляется некоторая масса пара, образовавшаяся в результате этого дросселирования.

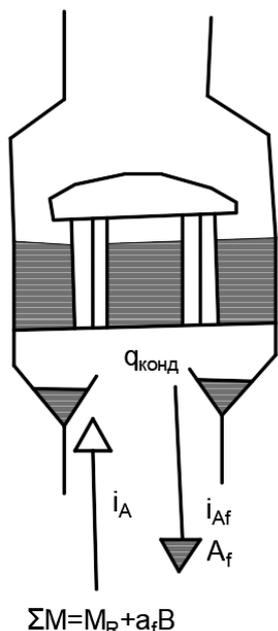


Рис. 2.30. Схема конденсатора

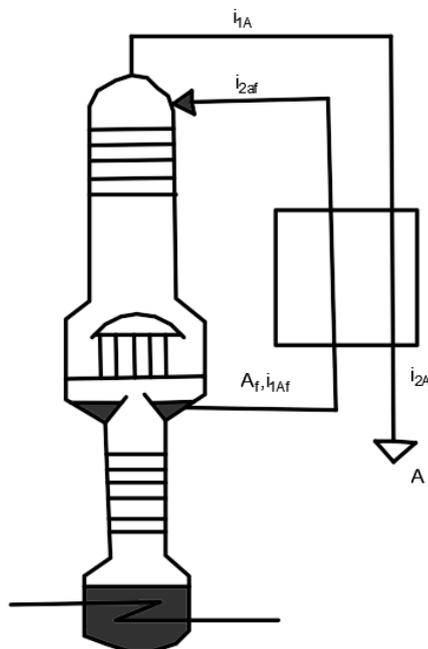


Рис. 2.31. Схема включения переохладителя жидкого азота

Общую массу пара  $M$  (кг), поступающего в трубное пространство конденсатора из нижней колонны, определяем из уравнения

$$M = M_R + \alpha_B B \text{ или } M = M_R \frac{i_{M_R} - i_R}{i_A - i_{A_f}} + \alpha_B B \frac{i_{B_3} - i_{B_4}}{i_A - i_{A_f}} \quad (2.13)$$

где  $\alpha_B$  – доля массы испарившегося воздуха, образовавшегося при дросселировании, %, определяют по диаграмме T-S по известным  $i_{B_4}$  и  $i_{B_5}$ ;  $i_{B_4}$  – удельная энтальпия жидкого воздуха после дросселирования;  $i_{B_5}$  – удельная энтальпия пара воздуха, образовавшегося в результате дросселирования.

Теплота, получаемая жидким кислородом в межтрубном пространстве при конденсации паров азота в трубках конденсатора, выражается уравнением

$$A_f Q_{\text{конд}} = M(i_A - i_{A_f}), \quad (2.14)$$

Откуда теплота конденсации, Вт

$$Q_{\text{конд}} = M(i_A - i_{A_f}) / A_f. \quad (2.15)$$

Переохладитель жидкого азота представлен на рис. 2.34.

Введем следующие обозначения:  $i_{1Af}$ ,  $i_{2Af}$  – удельные энтальпии жидкого азота на входе и выходе переохладителя соответственно;  $i_{1A}$ ,  $i_{2A}$  – удельные энтальпии газообразного азота на входе и выходе переохладителя соответственно.

Уравнение теплового баланса переохладителя имеет вид

$$Q_{\text{пер}} = A(i_{2A} - i_{1A}) = A_f(i_{2Af} - i_{1Af}) \quad (2.16)$$

Зная тепловую нагрузку переохладителя и массу азота, определяемую из материального баланса верхней колонны, из этого уравнения можно определить температуру азота, выходящего из переохладителя.

*Холодопроизводительность установки.* В циклах, на которых базируются все воздухоразделительные установки, холод, содержащийся в обратном потоке, не может быть полностью рекуперирован прямым потоком.

В теплообменниках установки всегда возникает недорекуперация, равная нескольким градусам. Кроме этого, имеются потери в окружающую среду. Цикл сжижения воздуха с учетом потерь от недорекуперации и потерь в окружающую среду приведен на рисунке 2.32.

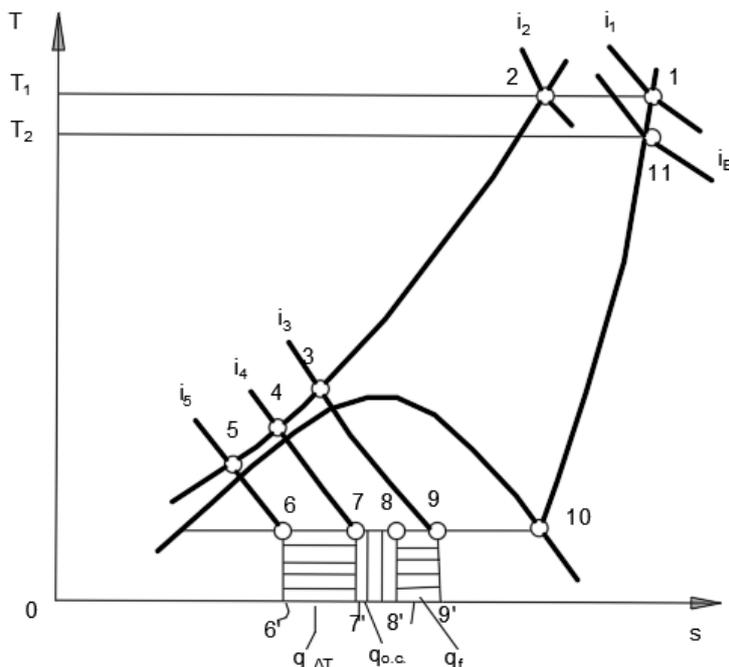


Рис. 2.32. Цикл сжижения воздуха с учетом потерь от недорекуперации с жидким продуктом и потерь в окружающую среду

Вследствие потерь холода от недорекуперации  $q_{\Delta T}$  (6-6'-7'-7), в окружающую среду  $q_{o.c.}$  (7-7'-8'-8), с выходом жидкого продукта из установки  $q_f$  (8-8'-9'-9), общая удельная холодопроизводительность установки выражается уравнением  $q = i_1 - i_2 = q_{\Delta T} + q_{o.c.} + q_f$  и определяется уменьшением удельной энтальпии воздуха после сжатия его в компрессоре.

*Потери холода и их анализ.* В реальных условиях всегда существуют потери холода в результате теплопритока из окружающей среды. Это приводит к нарушению процесса ректификации.

Тепловой баланс воздухоразделительного аппарата выражается равенством холодопотерь  $Q_{\Pi}$  и холодопроизводительности  $Q$ :  $Q = Q_{\Pi}$ . Если установка предназначена для получения газообразных и жидких продуктов разделения воздуха, то общие потери, Вт

$$Q_{\Pi} = q_{\Delta T} V + q_{o.c.} V + K_f q_{kf} + A_f q_{Af} \quad (2.17)$$

где  $q_{Af}$ ,  $q_{kf}$  – потери холода с жидким азотом и кислородом соответственно.

Если установка используется для получения только газообразных продуктов разделения, то из уравнения исключаются потери, связанные с выводом жидких кислорода и азота из установки.

Обычно потери в окружающую среду задаются для 1 кг перерабатываемого воздуха, тогда для  $V$  (кг) общие потери от притока теплоты из окружающей среды

$$Q_{o.c.} = Vq_{o.c.} \quad (2.18)$$

Для 1 кг перерабатываемого воздуха потери холода от недорекуперации

$$q_{\Delta T} = K(i_{1k} - i_{11k}) + A(i_{1A} - i_{11A}) \quad (2.19)$$

где  $i_{1k}, i_{1A}$  – удельные энтальпии кислорода и азота на выходе из идеального теплообменника ( $\Delta T = 0$ ) при температуре  $T_1$  и давлении перед компрессором  $p_1$  (см. рис. 2.32);  $i_{11k}, i_{11A}$  – удельные энтальпии кислорода и азота на выходе из реального теплообменника ( $\Delta T > 0$ ) при  $T_{11}$  и  $p_1$ .

В установках с насосом для получения газообразного кислорода под давлением к потерям от несовершенства изоляции и от недорекуперации добавляются потери, связанные с работой насоса  $q_{нас}$ :

$$Q_{п} = V(q_{o.c.} + q_{\Delta T}) + K(q_{нас}) \quad (2.19a)$$

Установки для получения жидких продуктов позволяют получить из воздуха жидкие азот, кислород, аргон. В этих установках холод расходуется на покрытие потерь в окружающую среду, от недорекуперации и главным образом с получаемым продуктом.

Для получения жидких продуктов 65% энергии затрачивается на производство холода и лишь 35% на процесс разделения воздуха (в установках для получения газообразных продуктов на производство холода затрачивается около 15% общего расхода энергии). Поэтому эффективность установок для получения жидких продуктов в основном зависит от эффективности холодильного цикла.

Для получения жидких продуктов применяют установки одного или двух давлений. В установках одного давления (рис. 2.33) для получения жидкого кислорода и получения холода подается один поток воздуха от компрессора. В установках двух давлений для увеличения холодопроизводительности применяют дополнительный воздушный или циркуляционный азотный цикл. Холодопроизводительность установки, а также выход жидкого продукта в основном зависят от давления воздуха перед блоком разделения. Холодопроизводительность установки высокого давления такова, что почти весь кислород, содержащийся в воздухе, выдается в жидком виде. От давления воздуха на входе в блок зависят количество детандеров в установке, способ очистки воздуха от двуокиси углерода и влаги (в установках низкого давления вымораживанием на насадке регенераторов; среднего и высокого давления – химическим и адсорбционным методом), тип применяемых машин.

При высоком давлении воздуха перед аппаратом детандер низкого давления в схеме не требуется, так как для обеспечения процесса ректификации флегма получается из всего количества воздуха. В установках среднего и низкого давлений требуется детандер, так как при его отсутствии уменьшается выход жидкого кислорода и флегмы. Если давление воздуха перед блоком разделения близко к давлению в нижней колонне, то он расширяется только в детандере низкого давления. В установках двух давлений для получения жидких продуктов

часть воздуха сжимается примерно до 0,6 МПа, а другая часть до более высокого давления. Переход к использованию установок двух давлений для получения жидких продуктов связан с сокращением количества воздуха высокого давления.

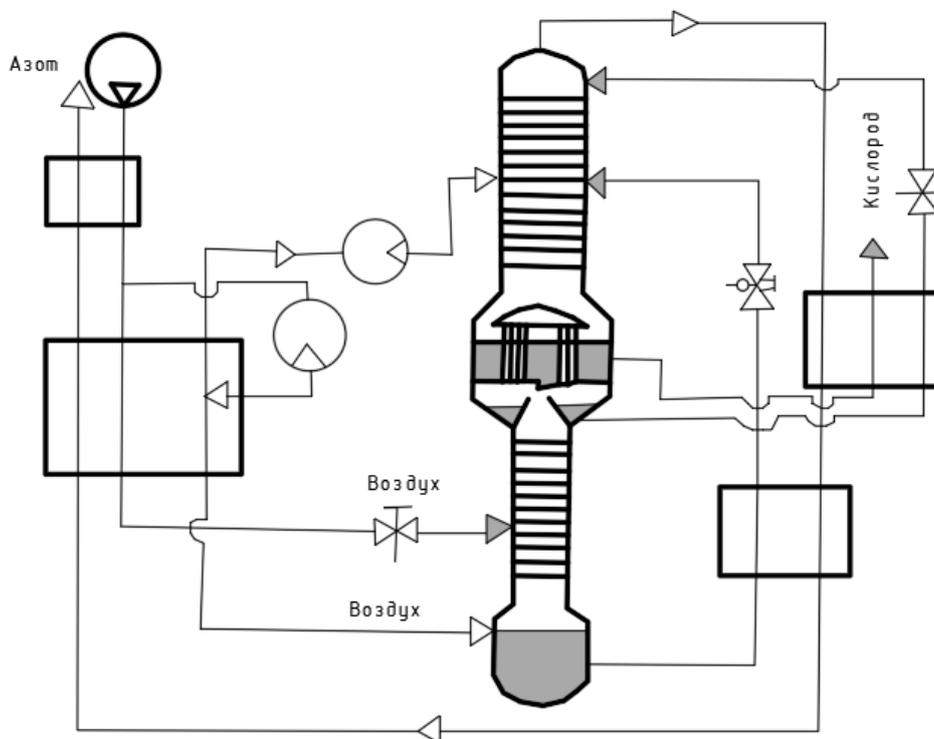


Рис. 2.33. Схема установки одного давления для получения жидкого кислорода

В установках для получения жидкого азота холодильные циклы те же, что и в установках для получения жидкого кислорода.

В зависимости от требуемой производительности используют различные установки. При производительности до 1000...2000 кг жидкого кислорода целесообразно применять схему установок одного высокого давления. Использование схем установок низкого давления связано с существенным повышением расхода энергии. К недостаткам установок высокого давления следует отнести применение поршневых машин и специальных аппаратов для очистки воздуха. В установках большой производительности (более 1000-2000 кг/ч) целесообразно применять среднее давление 1,8...3 МПа с использованием турбомашин.

*Определение массы извлекаемого кислорода.* Массы продуктов разделения находят из материального баланса аппарата. Зная концентрации получаемого кислорода и азота, составим уравнения материальных балансов по воздуху и азоту:

$$K + A = B; \quad (2.20)$$

$$K u_K + A u_A = B u_B; \quad (2.21)$$

где  $u_K$ ,  $u_A$ ,  $u_B$  – содержание чистого азота соответственно в отходящих из аппарата кислороде, азота и в поступающем воздухе, %.

Решая соответственно эти уравнения, находим массу кислорода заданной концентрации, получаемого из воздуха, кг.

$$K = B \frac{u_B - u_A}{u_K - u_A}; \quad (2.22)$$

**Расчет аппаратов.** По результатам измерений параметров в различных местах установки составляют материальные и энергетические балансы отдельных узлов, аппаратов и машин установки. Полученные данные: давления, температуры, концентрации, материальные и тепловые потоки – являются исходными для поверочных расчетов аппаратов и машин.

В результате поверочных расчетов теплообменных аппаратов из уравнения

$$Q = (Vc_p)_{\text{обр}} (T_{\text{вых}} - T_{\text{вх}})_{\text{обр}} = K_{\text{ср}} F \Delta T_{\text{ср}} \quad (2.23)$$

$K_{\text{ср}}$  – коэффициент теплопередачи;  $F$  – поверхности теплообмена;  $(Vc_p)_{\text{обр}}$  – водяной эквивалент обратного потока;  $(T_{\text{вых}} - T_{\text{вх}})_{\text{обр}}$  – изменение температуры обратного потока;  $\Delta T_{\text{ср}}$  – средняя разность температур.

Определяют действительное значение коэффициента теплопередачи  $K_{\text{ср}}^{\text{д}}$ . Это значение сравнивают с величиной  $K_{\text{ср}}$ , вычисляемой по уравнению

$$K_{\text{ср}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \eta_1 F_1} + \frac{1}{\alpha_2 \eta_2 F_2}} \quad (2.24)$$

где  $\alpha_1, \alpha_2$  – коэффициенты теплоотдачи, зависящие от свойств потока, скорости газа  $w_1, w_2$  и геометрической характеристики поверхности;  $\eta_1, \eta_2$  – КПД оребренной поверхности.

При свойствах и скоростях потоков, наблюдавшихся во время испытаний установок. Отклонения  $K_{\text{ср}}^{\text{д}}$  и  $K_{\text{ср}}$  могут вызываться погрешностями измерений на установке, а также погрешностями расчетных формул для определения коэффициентов теплоотдачи, которые могут недостаточно полно учитывать масштабный фактор, связанный с неравномерным распределением материальных и тепловых потоков. Уменьшение  $K_{\text{ср}}^{\text{д}}$  по сравнению с  $K_{\text{ср}}$  может быть связано с дефектами изготовления оборудования, а также с условиями эксплуатации, например забивкой аппаратов водой или углекислым газом.

Аналогичное сравнение проводят между экспериментальными и расчетными значениями гидравлических сопротивлений аппаратов; расхождения между этими величинами могут вызываться теми же причинами, что и для  $K_{\text{ср}}$ .

Поверочные расчеты оборудования выполняют и на стадии проектирования, когда сконструированный аппарат должен работать в условиях, отличающихся от проектных. Во многих случаях это связано с задачами унификации оборудования.

Технологические параметры, которые могут быть обеспечены данным аппаратом, определяются уравнениями выше и

Тепловая нагрузка теплообменника

$$Q = V_{\text{в}} A_2 (I_{\text{вых}} - I_{\text{вх}}), \quad (2.25)$$

где  $V_{\text{в}} A_2 = V_{A_2}$

При постоянной теплоемкости потоков средняя разность температур  $\Delta T_{\text{ср}}$  определяется как средняя логарифмическая:

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\text{т}} - \Delta T_{\text{х}}}{\ln \frac{\Delta T_{\text{т}}}{\Delta T_{\text{х}}}} \quad (2.26)$$

где  $\Delta T_{\text{т}}, \Delta T_{\text{х}}$  – разности температур на теплом и холодном концах теплообменника; при переменной теплоемкости как средняя интегральная.

И с соответствующими уравнениями для гидравлических сопротивлений итерационными методами. При этом возможны совершенно различные сочетания технологических параметров, некоторые из которых задаются в качестве исходных в зависимости от конкретных условий и целей расчета. Можно, например, задать все параметры одного из потоков и соотношение между потоками и определить параметры другого потока. Поверочные расчеты существенно облегчаются при наличии характеристик работы аппаратов на различные условия работы.

### Пример расчета воздуходелительной установки

**Задача 1.** Спроектировать воздуходелительную установку с вариантами:

| 1  | 2   | 3  | 4   | 5  | 6   | 7  | 8   | 9  | 10  |
|--|---|--|---|--|---|--|---|--|---|
| P=0,25<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =141<br>С | P=0,3<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =142<br>С | P=0,35<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =143<br>С | P=0,4<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =144<br>С | P=0,45<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =145<br>С | P=0,5<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =146<br>С | P=0,55<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =147<br>С | P=0,6<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =148<br>С | P=0,65<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =149<br>С | P=0,7<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =150<br>С |

| 11   | 12  | 13   | 14  | 15   | 16  | 17   | 18  | 19   | 20  |
|--|---|--|---|--|---|--|---|--|---|
| P=0,25<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =139<br>С | P=0,3<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =138<br>С | P=0,35<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =137<br>С | P=0,4<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =136<br>С | P=0,45<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =135<br>С | P=0,5<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =134<br>С | P=0,55<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =133<br>С | P=0,6<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =132<br>С | P=0,65<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =131<br>С | P=0,7<br>Мпа;<br>T <sub>a</sub> =130<br>С |

Задана азотно-кислородная смесь в состоянии сухого насыщенного пара [22] (точка Н на рисунке 2.34). Аналог диаграммы в приложении Д.

С концентрацией  $y$ , давлением  $p$  и температурой  $T_{см}^{нас}$ . Необходимо определить ее плотность  $\rho_{см}$ . Азот, входящий в смесь, находится в условном состоянии «перегретого» пара температурой  $T_A > T_{см}^{нас}$ , кислород – в условном состоянии «переохлажденного» пара температурой  $T_K < T_{см}^{нас}$ . Для определения плотности кислородного пара  $\rho_K$  в системе координат  $p - T$  наносим значения параметров  $p$  и  $T$  точек 1, 2, 3 и экстраполируем кривую  $p - const$  до температуры  $T_K$  (точка  $a$  рисунка 2.34). Плотность азотного пара  $\rho_a$  соответствует абсциссе точки б. Исходя из рисунка 2.34 можно сделать следующие выводы:

| P=0,2 МПа | Азот N <sub>2</sub>       | Кислород O <sub>2</sub>  |
|-----------|---------------------------|--------------------------|
| <b>x</b>  | 32%                       | 80%                      |
| <b>y</b>  | 100- x <sub>N2</sub> =68% | 100-x <sub>O2</sub> =20% |

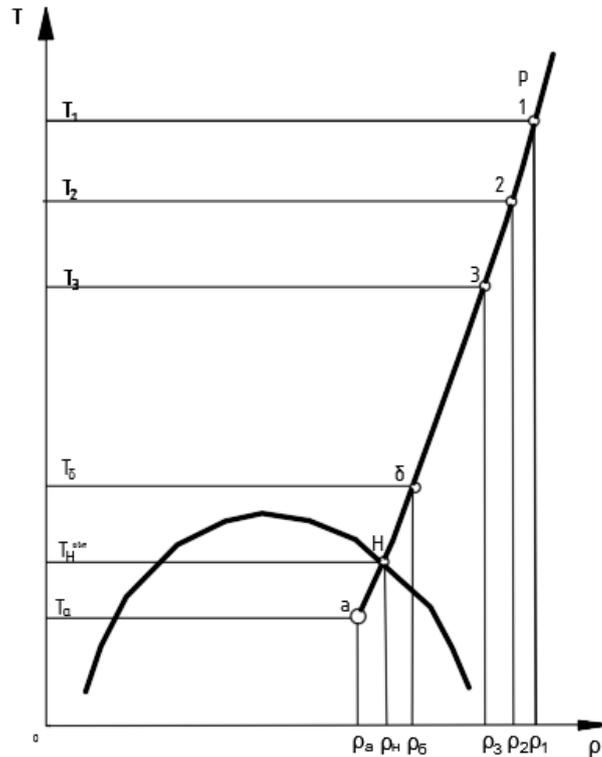


Рис. 2.34. Определение плотности парообразного кислорода смеси  $O_2+N_2$  по правилу аддитивности

Плотность смеси определяем с учетом формул  $\mu_x = x \cdot 28 + (1 - x)32 = 30,72$  и  $\rho_{см} = \frac{\mu_x}{22,4} = 1,37, \frac{кг}{м^3}$ ;  $\rho_A$  и  $\rho_K$  определяются исходя из уравнения состояния и T-S диаграммы (приложение 9).  $\rho_A = 1,62 \text{ кг/м}^3$ ;  $\rho_K = 0,48 \text{ кг/м}^3$ .

$$\rho_{см} = [y \cdot 28 + (1 - y)32] \left[ \frac{y \cdot 28}{\rho_A} + \frac{(1 - y)32}{\rho_K} \right]^{-1} = 0,89 \text{ кг/м}^3.$$

Если дана азотно-кислородная смесь в состоянии насыщенной жидкости с концентрацией  $x$ , давлением  $p$  и температурой  $T_{см}^{нас}$ , то для нахождения ее плотности  $\rho_{см}$ , пользуются уравнением

$$\rho_{смf} = [x \cdot 28 + (1 - x)32] \left[ x \cdot \frac{28}{\rho_{Af}} + (1 - x) \frac{32}{\rho_{Kf}} \right]^{-1} = 841,46 \text{ кг/м}^3.$$

Диаметр (м) колонны с кольцевыми тарелками

$$D_M = \sqrt{\frac{4Mc^2}{3600\rho_{см}\pi w(e^2 - 1)}} = 0,094 \text{ м.}$$

где  $e = D_K/D_{вст}$  – отношение диаметра колонны к диаметру вставки (принимают 2, 4 ... 3);  $M$  – масса пара, проходящего через сечение колонны, кг;  $\rho_{см}$  – плотность пара,  $кг/м^3$ ;  $w$  – скорость пара, отнесенная к свободному сечению колонны (принимают для верхних колонн 0,3 ... 0,8 м/с в концентрационной части и 0,25 ... 0,5 м/с в отгонной части, для нижних колонн 0,1 ... 0,5 м/с).

$$M = \frac{35 - x}{y - x} M_f; M_f = (y * 100 - 35) * 100.$$

Эти данные относятся к воздуходелительным установкам производительностью более 200 кг/ч кислорода. При меньшей производительности установок скорость пара принимают меньше, чем указано выше. С увеличением производительности скорость пара растет, с уменьшением – падает.

Для упрощения конструирования нижних и верхних ректификационных колонн используют нормализованные размеры, мм:

Нижняя колонна:

Диаметр корпуса .... 200 **300** 400 600 750 1100 1180 2000 2400 2800 3000 3700

Диаметр обечайки .... **200** 300 400 500 700 1000 1700 1800 2200 2600 2800 3600

Расстояние между тарелками .... **60** 60 80 80 90 100 100 100 120 120 160

Верхняя колонна:

Диаметр обечайки .... **200** 300 400 500 700 850 1000 1200 1400 1800 2200 2600 2800 3200  
3700

Расстояние между тарелками .... **60** 60 60 80 80 90 90 90 90 100 100 120 120 120 160

Площадь ректификационной тарелки, м<sup>2</sup>:

$$F_T = \frac{M}{(3600\rho_{cm}w)}$$

(верхняя = 0,187 м<sup>2</sup>; средняя = 0,234 м<sup>2</sup>; нижняя = 0,313 м<sup>2</sup>)

Площадь, м<sup>2</sup>, переливного устройства в зависимости от типа рисунка (рис. 2.35) выбирают в пределах.

Выбирают в пределах  $f_{пер}=(1/8...1/6)F_T=0,164$  м<sup>2</sup>.

При расположении отверстий тарелки в шахматном порядке по сторонам шестиугольника их площадь, м<sup>2</sup>,

$$f_{\phi} = 0,91(d_0/t)^2(F_T - f_{пер}) = 0,003,$$

где  $d_0$  – диаметр отверстия,  $t$  – шаг между отверстиями.

Для воздуходелительных колонн применяют тарелки с  $d_0=0,8...0,9$  мм;  $t=3,25$  мм. В очень крупных аппаратах для уменьшения сопротивления потоку принимают  $d_0=1,3$  мм. Обычно перфорированная часть занимает  $7/8 ... 5/6$  всей площади  $F_T$ . Средняя скорость паров в отверстиях, м/с,

$$w_0 = \frac{M}{3600\rho_{cm}f_0} = 17,79$$

Чтобы все сечение тарелки работало, скорость пара в отверстиях должны быть больше некоторой минимальной скорости  $w_{0\min}$  (7,32 м/с), зависящей от отношения объема жидкости, стекающей по тарелкам колонны (через сливные устройства), к периметру сливного порога и количеству сливных устройств. Это отношение, называемое напряженностью слива (м<sup>3</sup>/(м·ч)), определяется уравнением

$$j = \frac{M_f}{(b_c u \rho_f)} = \frac{2M_f}{(D_k u (e - 1) \rho_f)} = 0,8$$

где  $b_c$  – периметр сливного порога, м;  $u$  – число переливных устройств.

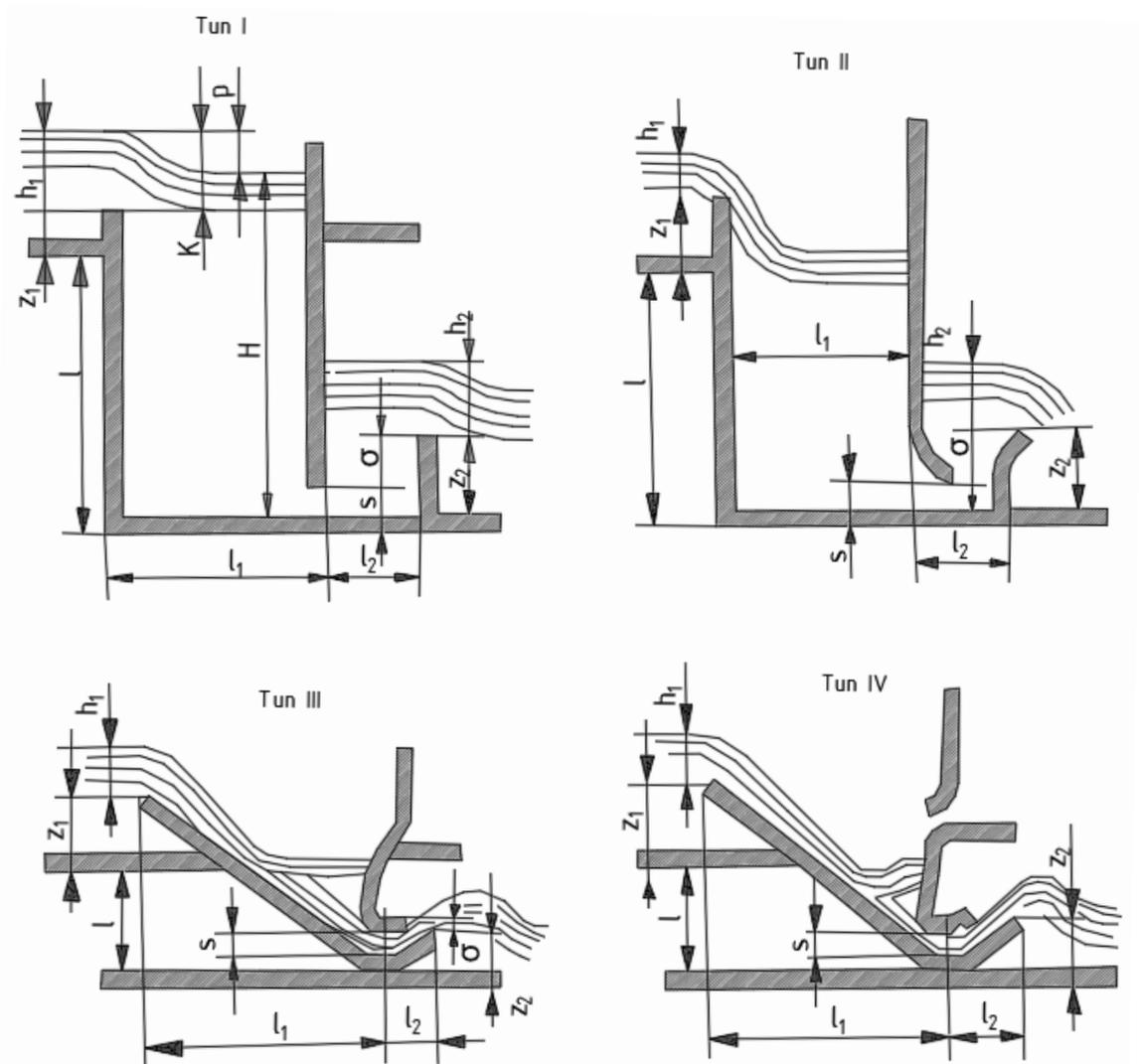


Рис. 2.35. Основные типы переливных устройств

В формуле выше диаметр корпуса колоны  $D_k$  соответствует наружному диаметру тарелки только для нескольких рекомендуемых размеров колонны, при больших диаметрах колонн наружному диаметру тарелки соответствует диаметр обечайки.

От напряженности слива и от высоты сливной перегородки  $z_1$  (рис. 2.35) зависит падение статистического давления жидкости на тарелке, Па:

Для  $j \leq 30 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$

$$\Delta h = (8,34z_1 + 4,61h_1)\rho_f = 150,1.$$

Для других случаев

$$\Delta h = 9,81[(1 - k_{\text{п}})z_1 + \sqrt[3]{k_{\text{п}}h_1}]\rho_f$$

где  $k_{\text{п}} = \rho_{\text{п}}/\rho_f$  - относительная плотность пены на тарелках, для колонн разделения воздуха  $k_{\text{п}} \approx 0,15$ .

Напор жидкости у сливной перегородки, м,

$$h_1 = \sqrt[3]{j^2/m^2} = 0,025,$$

где  $m$  - коэффициент расхода,  $\text{м}^3/\text{ч}$ , при  $j \leq 5 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$   $m = 6400$ , при  $j > 10 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$   $m = 10000$ , для промежуточных значений  $j$  принимают промежуточные значения  $m$ .

После определения  $\Delta h$  находят  $w_{0,\min}$ , м/с,

$$w_{0,\min} = 0,67 \sqrt{2\Delta h / (\xi \rho_{\text{см}})} = 7,32,$$

где  $\xi$  – коэффициент сопротивления тарелки. Для тарелок воздухоразделительных колонн с отношением  $f_0/F_T = 0,12$   $\xi \approx 1,83$ .

Если найденное значение  $w_{0,\min} < w_0$ , то пар пойдет по всем отверстиям тарелки, в этом случае расчет можно продолжать. Если  $w_{0,\min} > w_0$ , то тарелка будет работать неустойчиво, в этом случае необходимо менять ее конструкцию, размеры.

Расстояние между тарелками определяют из условий нормального перетока жидкости с тарелки на тарелку, без захлебывания колонны и без межтарельчатого уноса пены. Расчет начинают с вычисления оптимальной высоты наиболее суженного сечения переливного устройства (рис. 2.36), которое обеспечивает минимальное расстояние между тарелками:

Таблица 2.2

### Определение типа переливного устройства

| Тип переливного устройства (рис. 2.35) | б           | в           |
|--|-------------|-------------|
| I                                      | 1,34        | 3,6         |
| II                                     | 1,14        | 3,3         |
| III                                    | <b>0,95</b> | <b>2,44</b> |
| IV                                     | 0,915       | 2,08        |

$$s_{\text{опт}} = \delta h_{\text{кр}} = 0,38 \text{ м},$$

$\delta$  – опытный коэффициент, зависящий от типа переливного устройства (табл. 2.2);  $h_{\text{кр}}$  – критическая глубина потока жидкости, м.

$$h_{\text{кр}} = \sqrt[3]{0,102j^2} = 0,4.$$

При  $s_{\text{опт}}$  минимальное расстояние между тарелками (рис. 2.35), обеспечивающее нормальную работу переливного устройства, находят из уравнения

$$L_{\min} = 1,25 \left( v h_{\text{кр}} + 0,95 a_T + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f g} - z_1 \right) = 1,25,$$

где  $v$  – коэффициент, зависящий от типа переливного устройства (табл. 2.2),  $a_T$  – высота начального гидрозатвора (рис. 2.35), принимают 5...10 мм;  $\Delta p_T$  – сопротивление тарелки прохождению пара,

$$\Delta p_T = \Delta p_D + \Delta p_{\text{ст}} + \Delta p_{\sigma}$$

$\Delta p_D$  – динамическое сопротивление тарелки без жидкости, Па.

$$\Delta p_D = \frac{\xi w_0^2 \rho_{\text{см}}}{2} = 257;$$

$\Delta p_{\text{ст}}$  – статическое сопротивление столба жидкости, которое нужно преодолеть пару, проходящему через отверстия тарелки, Па,

$$\Delta p_{\text{ст}} = (0,195 h_1 + 0,691 h_1^2) \rho_f g = 4,06;$$

$\Delta p_{\sigma}$  – перепад давлений, необходимый для преодоления паром сил поверхностного натяжения жидкости, Па,

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_0} = 26,15;$$

$\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения жидкости (0,0085), Н/м.

Динамическое сопротивление  $\Delta p_d$  сухой тарелки можно определить по графику (рис. 2.36). В выражении  $\Delta p_{ст} 0,195z_1$  – статическое давление столба жидкости перед сливной перегородкой:  $0,691h_1$  – статическое давление столба пены над сливной перегородкой, которое зависит от напряженности слива, его можно определить по графику (рис. 2.37). Для остальных участков колонны в зависимости от типа переливного устройства (рис. 2.36) расстояние между тарелками определяется из уравнений:

Для типа I

$$L = 1,25 \left[ 0,95z_2 - z_1 + 1,68h_{кр} + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f} + 1,16h_{кр}^3 / (z_2 - a_r)^2 \right]$$

Для типа II

$$L = 1,25 \left[ 0,95z_2 - z_1 + 1,68h_{кр} + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f} + 0,7h_{кр}^3 / (z_2 - a_r)^2 \right]$$

Для типа III

$$L = 1,25 \left[ 1,71z_2 - z_1 + 0,76h_{кр} + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f} + 0,73h_{кр}^3 / (z_2 - a_r)^2 \right] = 16,73$$

Для типа IV

$$L = 1,25 \left[ 2,16z_2 - z_1 + 1,2a + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f} + 0,083h_{кр}^3 / (z_2 - a_r)^2 \right]$$

*Определение расстояния между тарелками из условия отсутствия межтарельчатого переброса пены.* Для колонн воздухоразделительных установок высота слоя пены

$$H = z_1 + 3,53h_1 = 0,029 \text{ м.}$$

Расстояние между тарелками, при котором отсутствует переброс пены, определяют из условия

$$HT \geq L \text{ или } HT \geq H+c,$$

где  $c$  – расстояние между границей пены и вышележащей тарелкой, м, для воздухоразделительных колонн  $c=15\dots 20$  мм при скорости пара в верхней колонне 0,3 м/с, в нижней колонне 0,1 м/с; с увеличением скорости значение  $c$  увеличивают.

Последующий расчет является тепловым конструктивным, выполняется самостоятельно на повышенный уровень сложности\*. Также относится к задаче 1 [22].

*Определение основных размеров конденсаторов-испарителей.* Трубчатые конденсаторы-испарители изготовляют двух типов: с кипением кислорода в межтрубном и конденсацией азота в трубном пространстве; с кипением кислорода в трубках и конденсацией азота в межтрубном пространстве. У конденсаторов-испарителей с межтрубным кипением кислорода длина трубок не превышает 1...1,2 м, так как при большой высоте на кипение кислорода отрицательно влияет статический напор жидкости. В конденсаторах-испарителях с кипением кислорода внутри трубок образуется парожидкостная смесь с меньшей плотностью по сравнению с жидкостью, в результате чего влияние статического столба жидкости на процесс кипения уменьшается. Это позволяет принять высоту трубок до 2,5...3 м.

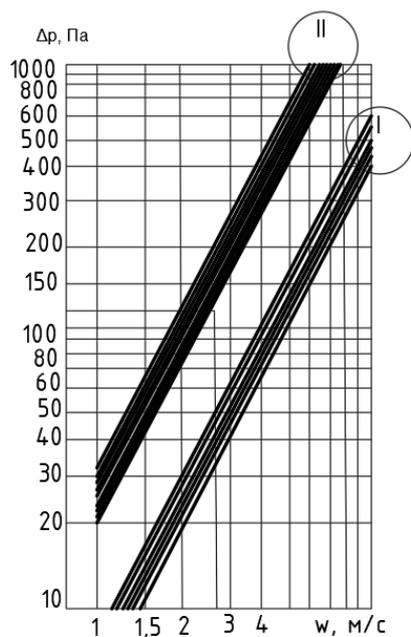


Рис. 2.36. Зависимость динамического сопротивления тарелки от скорости пара в отверстиях тарелки для различных значений плотности газа в колонне

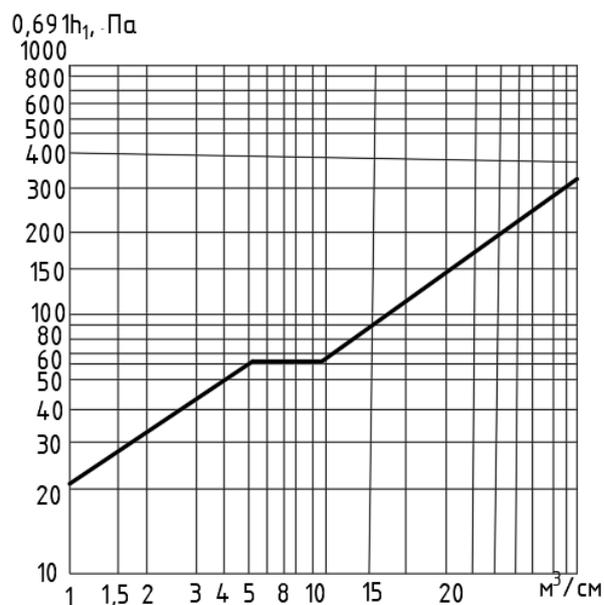
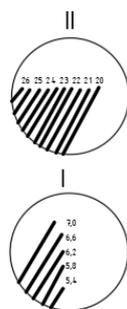


Рис. 2.37. Зависимость величины  $0,691h_1$  от сливной перегородки

При проектировании конденсаторов-испарителей учитывают два обязательных условия взрывобезопасной работы: смачивание кипящей жидкостью всей теплообменной поверхности конденсатора-испарителя с внутритрубным кипением, обеспечение циркуляции кипящей жидкости.

На рисунке 2.38 для случая с внутритрубным кипением показаны потоки жидкости, входящие в аппарат и выходящие из него. Жидкий кислород состояния 1 из сборника колонны смешивается с циркуляционным потоком состояния 2 (концентрация  $x_2$ ), сливающимся после отделения от пара состояния 5 в верхней части аппарата и поступающего в трубное пространство аппарата. Оба потока имеют одинаковое давление  $p = p_{в.н.} + \Delta p$ , которое равно давлению пара в верхней части аппарата плюс давление столба светлой жидкости. Процесс кипения начинается при достижении состояния насыщения 3 и заканчивается в состоянии 4. Температура кипения жидкого кислорода в верхнем сечении трубок равна  $T_0$ , т.е. самой высокой температуре кипения жидкости концентрации  $x_в$  при  $p_{н.к.}$  Концентрация циркулирующей жидкости с массой  $m_{в1}$  зависит от кратности циркуляции

$$n_{ц} = (m_{kf} + K_f) / K.$$

Кратность циркуляции определяют по экспериментальным графическим зависимостям

$$n_{ц} = f(q, H', d_{вн}, l_{тр} / d_{вн}),$$

где  $q$  – удельная тепловая нагрузка конденсатора, Вт/( $m^2 \cdot K$ );  $H' = h / l_{тр}$  – кажущийся уровень жидкости в трубках, отнесенный к общей высоте трубы, мм;  $l_{тр}$  – длина (высота) трубы, м;  $h$  – абсолютная высота уровня жидкости, м;  $d_{вн}$  – внутренний диаметр трубы, м.

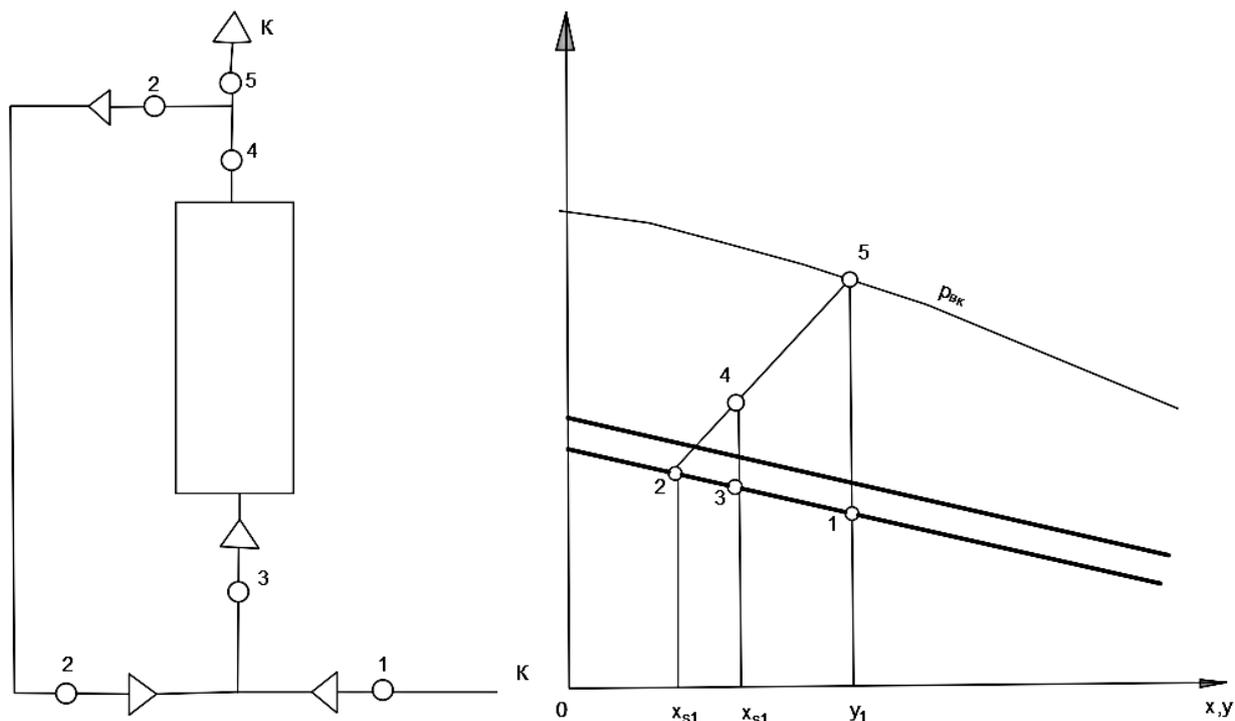


Рис. 2.38. Потoki жидкости и пара в конденсаторе с внутритрубным кипением жидкости

Концентрацию жидкой смеси, поступающей в трубку, определяют по формуле

$$x_{3f} = [(n_{ц} - 1)x_{2f} + y_5]/n_{ц}.$$

На основании исследования кипения жидких продуктов разделения воздуха при давлениях, близких к атмосферному, получена формула для определения среднего коэффициента теплоотдачи

$$Nu = 0,1Pr^{0,35}W^{0,7}H^{-m}$$

где  $Nu = \frac{\alpha}{\lambda} \left( \frac{\sigma}{\rho_f - \rho} \right)^{0,5}$  - число Нуссельта.

$W = 4q(l_{тр}/d)^{0,65} \left( \frac{\sigma}{\rho_f - \rho} \right)^{0,5} / (rv\rho)$  - аналог числа Рейнольдса при кипении в трубках;  $Pr = \nu/a$  - число Прандтля;  $\alpha$  - средний коэффициент теплоотдачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К),  $\lambda$  - коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К),  $m$  - показатель степени, определяется в зависимости от  $q$  и  $l_{мп}/d$  по графику рисунка 2.39,  $r$  - скрытая теплота парообразования, Дж/кг,  $a'$  - коэффициент температуропроводности, м<sup>2</sup>/с;  $\nu$  - коэффициент кинематической вязкости, м<sup>2</sup>/с.

Если криогенная жидкость кипит между трубок, то в уравнении безразмерных параметров (115) в качестве определяющего размера вводится эквивалентный диаметр межтрубного пространства  $d_{эkv} = \sqrt{1,27t^2 - d_{нар}^2}$ , где  $t$  - шаг трубок, м;  $d_{нар}$  - наружный диаметр трубок, м.

Авторами работы при исследовании процесса конденсации в зависимости от тепловой нагрузки и длины трубок установлены три режима.

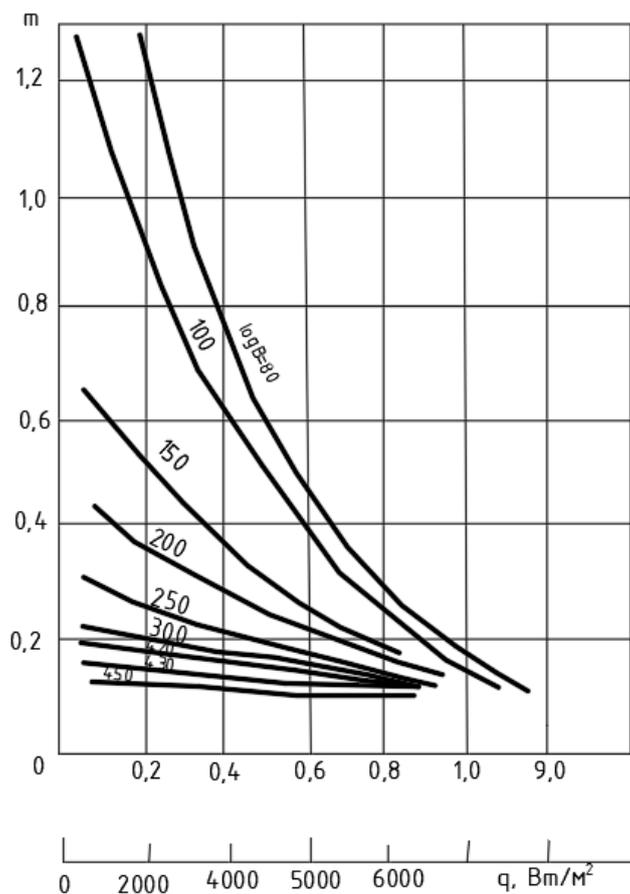


Рис. 2.39 Зависимость  $m=f(l_{тр}/d, q)$

Для первого режима при  $Re' \leq 8 \cdot 10^{-14} m_{kf} / \nu^2$

$$\alpha_{конд} = 1,06 \cdot 10^8 \lambda \left( \frac{Re'}{m_{kf} / \nu} \right)^{7/25}$$

где  $Re' = ql_{тр} / (rv\rho_f)$  - число Рейнольдса для стекающей пленки конденсата.

Для второго режима (режим ламинарного стекания пленки) при

$$8 \cdot \frac{10^{-14} m_{kf}}{\nu^2} < Re' < Re'_{кр} = 6,22 \cdot 10^{-5} Ga^{-0.24}$$

Коэффициент теплоотдачи определяют из формулы

$$Nu = (Re' / Ga)^{-0,333},$$

Число Галилея  $Ga = m_{kf} l_{тр} / \nu^2$ .

Для третьего режима при  $Re' > Re'_{кр}$ , т.е. для процесса конденсации при больших тепловых нагрузках и турбулентном движении жидкости в трубках, коэффициент теплоотдачи определяется из уравнения

$$Nu = 0,01 Ga^{0,413}$$

При расчетах конденсаторов-испарителей возможны две задачи, необходимо выполнить лишь первую:

1) Спроектировать конденсатор-испаритель по заданной тепловой нагрузке и параметрам потоков (рис 2.40);

2) Проверить работоспособность реального конденсатора-испарителя, т.е. определить температурный напор, необходимый для передачи стенке заданной теплоты от кипящей и испаряющейся жидкости при известной поверхности теплообмена.

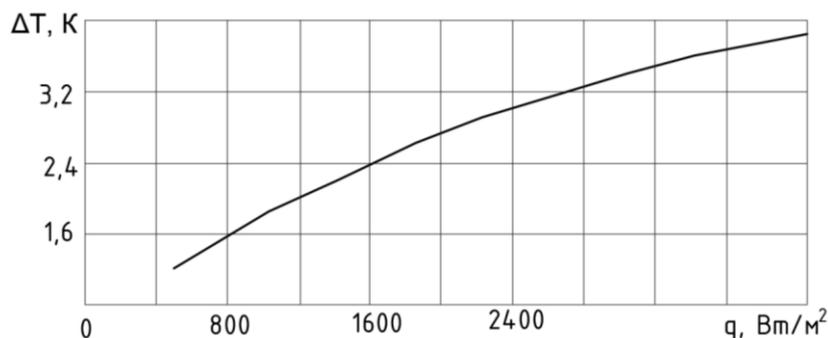


Рис. 2.40. Ориентировочная зависимость разности температур в конденсатор от тепловой нагрузки

Для решения первой задачи порядок расчета следующий.

1. По заданным параметрам кипящего кислорода и конденсирующегося азота по диаграммам  $i-x$ ,  $T-S$  находим температуру кипения  $T_{кип}$  и конденсации  $T_{конд}$ .

2. Определяем температурный напор в верхнем сечении конденсатора-испарителя  $\Delta T_{верх} = T_{конд} - T_{кип}$ .

3. По рисунку 2.41 определяем приблизительное значение удельной тепловой нагрузки  $q_{кип}$ , а по рис. 2.42 – относительный кажущийся уровень жидкости  $H'$ , зависящий от отношения  $l_{тр}/d_{кип}$  и  $q_{кип}$ . При  $H' = 0,6 \dots 0,5$   $q_{кип} \geq 1000 \dots 1200$  Вт/м². Если жидкость кипит в межтрубном пространстве, при расчете используем отношение  $l_{тр}/d_{экв}$ .

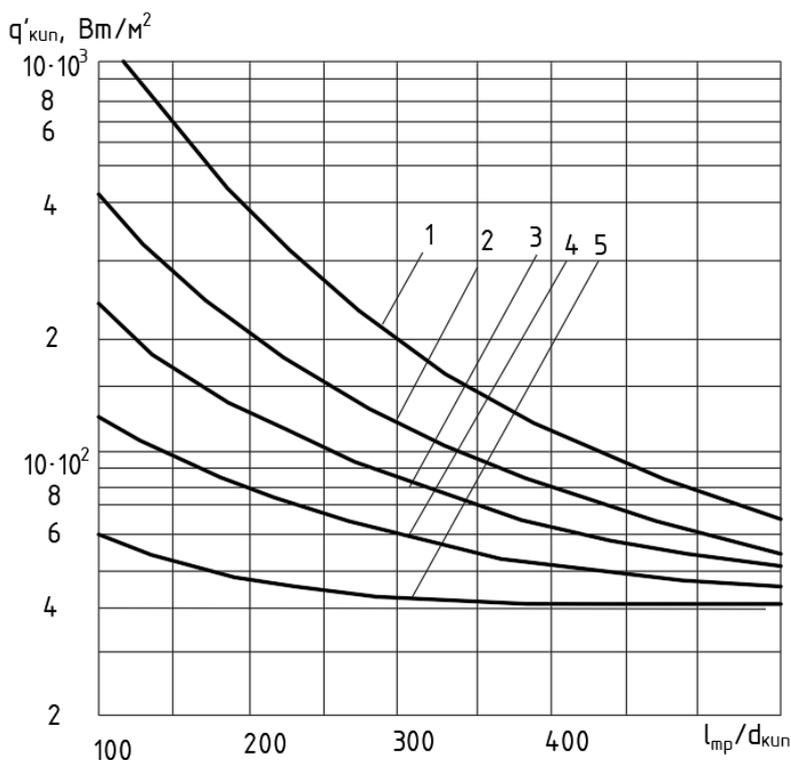


Рис. 2.41. Зависимость тепловых нагрузок при кипении кислорода в трубках от  $H$  и  $l_{тр}/d_{кип}$ : 1 –  $H=0,3$ ; 2 –  $H=0,4$ ; 3 –  $H=0,5$ ; 4 –  $H=0,5$ ; 5 –  $H=0,9$

4. Температурную депрессию  $\delta T$ , т. е. влияние слоя жидкости на разность между температурным напором  $\Delta T_{\text{кип}}$  и температурным напором в верхнем сечении трубы  $\Delta T_{\text{верх}}$ , определяем по формуле

$$\delta T = 0,5 T_{\text{кип}} H' l_{\text{тр}} \rho_f / (0,102 r \rho)$$

5. Определяем средний температурный напор

$$\Delta T = \Delta T_{\text{верх}} - \delta T$$

6. По формуле для заданной высоты трубы находим характерную область процесса

$$8 \cdot \frac{10^{-14} m_{kf}}{v^2} < Re' < Re_{\text{кр}}^* = 6,22 \cdot 10^{-5} Ga^{-0,24}$$

$$8 \cdot \frac{10^{-14} \cdot m_{kf}}{v^2} < \frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{r \rho_f v} < 6,22 \cdot 10^5 \left( \frac{v}{m_k l_{\text{тр}}^2} \right)^{0,24}$$

Значения  $m_{kf} v^2, r \rho_f v$  определяем по графикам (рис. 2.42 и 2.43), при этом в качестве определяющей принимаем среднеарифметическую температуру

$$T = (T_{\text{кип}} + \Delta T) / 2$$

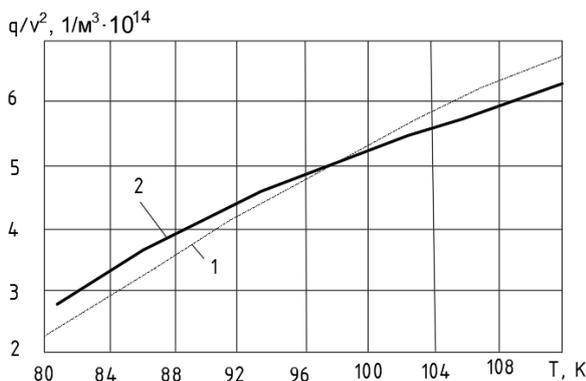


Рис. 2.42. Зависимость  $q/v^2$  от температуры жидких кислорода (1) и азота (2)

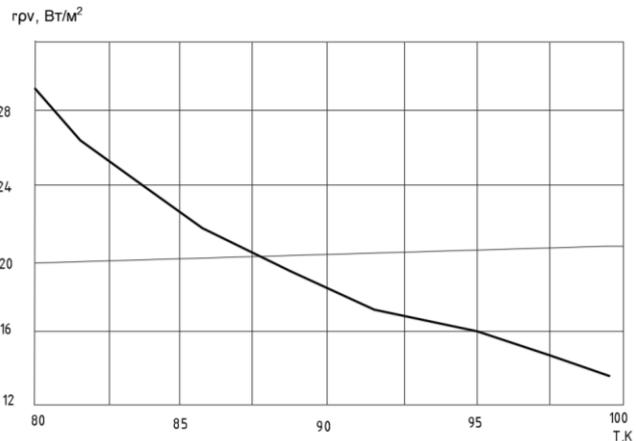


Рис. 2.43. Зависимость  $g r v$  от температуры жидкого азота

7. На основании характера режима конденсации выбираем формулу для расчета температурного напора между стенкой и конденсирующимся паром

$$\Delta T_{\text{конд}} = \frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{\lambda} \left( \frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{r \rho_f v} \frac{1}{\frac{m_{kf}}{v^2 l_{\text{тр}}^3}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\text{Если } \frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{r \rho_f v} > 6,22 \cdot 10^5 \left( \frac{v^2}{m_{kf} l_{\text{тр}}^3} \right)^{0,25}$$

То температурный напор

$$\Delta T_{\text{конд}} = 77 \frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{\lambda} \left( \frac{v^2}{m_{kf} l_{\text{тр}}^3} \right)^{0,413}$$

8. Средний температурный напор между кипящей жидкостью и стенкой определяем по уравнению

$$\Delta T_{\text{кип}} = 2,16 q_{\text{кип}}^{0,3} \left( \frac{l_{\text{тр}}}{d_{\text{кип}}} \right)^{-0,45} \text{Н} \cdot \text{м}$$

Эта формула справедлива, если  $500 < q_{\text{кип}} < 3 \cdot 10^4$  и  $l_{\text{тр}}/d_{\text{кин}} > 80$ . Если отношение  $l_{\text{тр}}/d_{\text{кин}} < 80$ , то его берут равным 80, а если жидкость кипит в межтрубном пространстве, то используют отношение  $l_{\text{тр}}/d_{\text{эв}} > 400$  и  $q_{\text{кин}} \geq 0,1q_{\text{кр}}$  влияние  $N^{*m}$  на  $T_{\text{кип}}$  исчезает и формула принимает вид

$$\Delta T_{\text{кип}} = 2,16 q_{\text{кип}}^{0,3} \left( \frac{l_{\text{тр}}}{d_{\text{кин}}} \right)^{-0,45}$$

9. Для определения удельной тепловой нагрузки  $q_{\text{кип}}$  строим график (рис. 2.44) по предыдущим формулам, исходя из условия равенства удельной тепловой нагрузки со стороны конденсирующегося азота и кипящего кислорода.

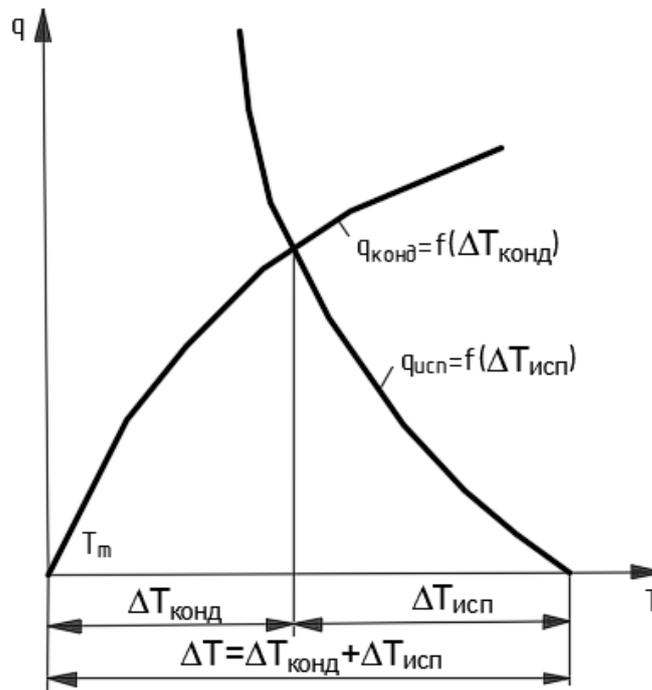


Рис. 2.44. Графическое определение температуры стенки конденсатора-испарителя и теплового потока через стенку

На оси абсцисс откладываем

$$\Delta T = \Delta T_{\text{конд}} + \Delta T_{\text{кип}}$$

И строим кривые  $d_{\text{конд}} q_{\text{конд}} = f(\Delta T_{\text{конд}})$  и  $d_{\text{кин}} q_{\text{кип}} = f(\Delta T_{\text{кин}})$ .

Точка пересечения кривых определяет удельную тепловую нагрузку и перепады температур  $\Delta T_{\text{конд}}$  и  $\Delta T_{\text{кин}}$ .

10. Определяем поверхность теплообмена  $F_{\text{кин}} = Q/q_{\text{кин}}$ , где  $Q$  — тепловая нагрузка конденсатора-испарителя. С учетом того, что в конденсаторах-испарителях с кипением кислорода в трубках часть внешней поверхности труб залита жидким азотом на высоту  $h_A$ , поверхность теплообмена определим по формуле:

$$F'_{\text{кин}} = F_{\text{кин}} (1 + h_A/l_{\text{тр}})$$

Где  $h_A/l_{\text{тр}}$  принимаем до 0,15.

11. Число трубок в конденсаторе-испарителе

$$N = \frac{F'_{\text{кин}}}{(\pi d_{\text{кин}} l_{\text{тр}})}$$

12. Определяем массу циркулирующей жидкости, выносимую из трубок вместе с паром за 1 с, кг,

$$m_{вф} = m_{тпф} - m_{вспф}$$

где  $m_{тпф}$  – масса жидкости, поступающей в трубки на испарение, кг,  $m_{тпф} = \frac{\pi d_{кп}^2}{4} w_0 \rho_f$ ;  $w_0$  – скорость циркуляции; для взрывобезопасной работы конденсаторов-испарителей с внутритрубным кипением при размерах трубок  $d_{вн} \approx 9$  мм и  $l_{тп} = 3000$  мм в диапазоне тепловых нагрузок до  $2900$  Вт/м<sup>2</sup> скорость циркуляции в каждой трубке принимаем не ниже  $0,04$  м/с;  $m_{вспф} = \frac{\pi d_{вн} l_{тп} N q_{кп}}{r}$ .

13. Находим диаметр центральной циркуляционной трубы

$$d_{ц,тп} = \sqrt{4f_{ц}/\pi},$$

$f_{ц}$  – сечение циркуляционной трубы, м<sup>2</sup>,  $f_{ц} = m_{кф}/(\rho_f w_{ц})$ .

Скорость движения жидкости в циркуляционной трубе принимают  $w_{ц} = (0,7-1,0)w$ , относительную скорость всплытия пузырьков пара в жидкости, движущейся в циркуляционной трубе, определяем по уравнению  $w = 1,5 \sqrt{\sigma(\rho_f - \rho)g/\rho_f^2}$ , где  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

При решении второй задачи порядок расчета следующий.

1. Удельные тепловые потоки, Вт/м<sup>2</sup>,

$$q_{кп} = Q/F_{кп} \text{ и } q_{конд} = Q/F_{конд} = q_{кп} \frac{d_{кп}}{d_{конд}}$$

где  $F_{конд}$  и  $F_{кп}$  – поверхности теплообмена со стороны конденсации и испарителя, м<sup>2</sup>.

2. По формуле определяем характерную область процесса конденсации.

$$8 \cdot \frac{10^{-14} m_{кф}}{\nu^2} < Re' < Re_{кр}^* = 6,22 \cdot 10^{-5} Ga^{-0,24}$$

3. На основании формул находим температурный напор между конденсирующимся паром и стенкой.

$$8 \cdot \frac{10^{-14} \cdot m_{кф}}{\nu^2} < \frac{q_{конд} l_{тп}}{r \rho_f \nu} < 6,22 \cdot 10^5 \left( \frac{\nu}{m_{кф} l_{тп}^2} \right)^{0,24}$$

$$\frac{q_{конд} l_{тп}}{r \rho_f \nu} > 6,22 \cdot 10^5 \left( \frac{\nu^2}{m_{кф} l_{тп}^3} \right)^{0,413}$$

$$\Delta T_{конд} = 77 \frac{q_{конд} l_{тп}}{\lambda} \left( \frac{\nu^2}{m_{кф} l_{тп}^3} \right)^{0,413}$$

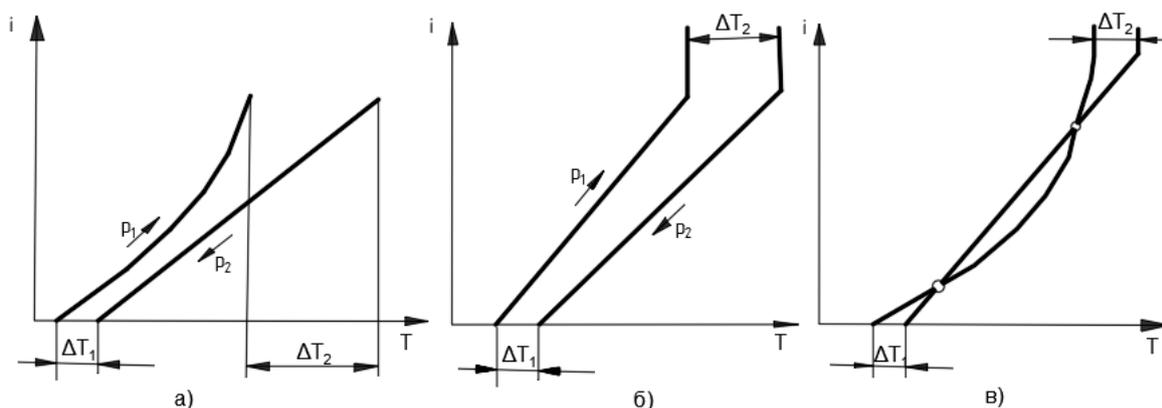


Рис. 2.45. Изменение энтальпии прямого и обратного потоков в теплообменнике

4. Определяем скорость пара на входе в трубку  $w_{вх}$ , соответствующую начальному моменту захлебывания при конденсации пара внутри трубок  $w_{вх}=10^{a'}$ . При этом

$$a' = \frac{0,36 - 1,75 \left(\frac{\rho}{\rho_f}\right)^{0,135} - \lg \left\{ \rho / \left[ m_{вф} \rho_f d_{вн} (\mu_f \cdot 10^3)^{0,16} \right] \right\}}{2}$$

где  $\mu_f$  – динамическая вязкость жидкости, Па·с.

5. Действительная скорость

$$w_d = 4q_{конд} l_{тр} / (r \rho d_{конд}) \leq 0,8 w_{вх}$$

6. Определяем относительный кажущийся уровень кипящей жидкости (рис. 2.41).

7. По нижеприведенным уравнениям находим средний температурный напор на стороне кипящей жидкости.

$$\Delta T_{кип} = 2,16 q_{кип}^{0,3} \left(\frac{l_{тр}}{d_{кип}}\right)^{-0,45} H^m$$

Эта формула справедлива, если  $500 < q_{кип} < 3 \cdot 10^4$  и  $l_{тр}/d_{кип} > 80$ . Если отношение  $l_{тр}/d_{кип} < 80$ , то его берут равным 80, а если жидкость кипит в межтрубном пространстве, то используют отношение  $l_{тр}/d_{экв}$ . При  $H^m > 0,7$ ,  $l_{тр}/d_{кип} > 400$  и  $q_{кип} \geq 0,1 q_{кр}$  влияние  $H^m$  на  $T_{кип}$  исчезает и формула принимает вид.

$$\Delta T_{кип} = 2,16 q_{кип}^{0,3} \left(\frac{l_{тр}}{d_{кип}}\right)^{-0,45}$$

8. Температурную депрессию определяем по формуле

$$\delta T = 0,5 T_{кип} H' l_{тр} \rho_f / (0,102 r \rho)$$

9. Находим полный температурный напор (2.45)  $\Delta T_{верх} = \Delta T_{конд} + \Delta T_{кип} + \delta T$

10. Определяем температуру конденсации азота  $T_{конд} = T_{кип} + \Delta T_{верх}$ , по диаграмме равновесия кислород-азот находим давление на стороне конденсации (рис. 2.44).

**Задача 2.** Определить холодопроизводительность установки, работающей по циклу с простым дросселированием (рис. 2.32). Масса получаемого кислорода  $K=715$  кг/ч, масса перерабатываемого воздуха  $B=3290$  кг/ч; температура воздуха на входе в установку  $T_1=303$  К, недорекуперация на теплом конце теплообменника  $\Delta T = 7$  К, давление кислорода и азота на выходе из теплообменника  $p_1=0,13$  Мпа.

## Варианты

| 1                 | 2                 | 3                 | 4                 | 5                 | 6                 | 7                | 8                 | 9                 | 10                |
|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| $P_1=0.14$<br>МПа | $P_1=0.15$<br>МПа | $P_1=0.16$<br>МПа | $P_1=0.17$<br>МПа | $P_1=0.18$<br>МПа | $P_1=0.19$<br>МПа | $P_1=0.2$<br>МПа | $P_1=0.21$<br>МПа | $P_1=0.22$<br>МПа | $P_1=0.23$<br>МПа |

| 11                | 12                | 13                | 14                | 15                | 16                | 17               | 18                | 19                | 20                |
|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| $P_1=0.24$<br>МПа | $P_1=0.25$<br>МПа | $P_1=0.26$<br>МПа | $P_1=0.27$<br>МПа | $P_1=0.28$<br>МПа | $P_1=0.29$<br>МПа | $P_1=0.3$<br>МПа | $P_1=0.31$<br>МПа | $P_1=0.31$<br>МПа | $P_1=0.32$<br>МПа |

Массу азота получим из уравнения (2.20) материального баланса аппарата

$$A=B-K=3290-715=2575 \text{ кг/ч.}$$

Температура азота и кислорода, выходящих из теплообменника (точка 11, рис. 2.32)

$$T_{II}-T_K=T_A=303-7=296 \text{ К}$$

По диаграмме T-S при  $p_1=0,13$  МПа находим энтальпии азота и кислорода, кДж/кг:

При  $T_1=303 \text{ К}$ ,  $i_{1K}=442,9$ ,  $i_{1A}=434$ ,

При  $T_{II}=296 \text{ К}$ ,  $i_{ик}=425$ ,  $i_{иА}=432,14$ ,

Потери холода от недорекуперации для 1 кг перерабатываемого воздуха определяем из уравнения (2.19):

$$q_{\Delta T} = 715(442,9 - 425) + 3290(434 - 432,14) = 18917,9 \text{ кДж.}$$

Потери через изоляцию в окружающую среду принимаем в соответствии с рекомендациями 6,5 кДж на 1 кг перерабатываемого воздуха. По уравнению (2.17, 2.19а) определяем холодопроизводительность установки

$$Q=Q_{II}=3290 \cdot 27320 + 3290 \cdot 6,5 = 62261276 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}} \approx 17294,8 \text{ кВт.}$$

**Задача 3.** Составить уравнение материального баланса нижней колонны аппарата двукратной ректификации (рис. 2.46) производительностью 143 кг/ч кислорода и определить массу отбираемой жидкости из куба и азотной флегмы из карманов конденсатора. Концентрация жидкости в кубе по кислороду  $x_R=42\% \text{ O}_2$ . Концентрация азотной флегмы  $A_f=95\% \text{ N}_2$ . Масса перерабатываемого воздуха  $B=729 \text{ кг/ч}$ .

## Варианты

| 1   | 2   | 3   | 4   | 5   | 6   | 7   | 8   | 9   | 10  |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $x_R=42\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=730$<br>кг/ч | $x_R=43\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=731$<br>кг/ч | $x_R=44\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=732$<br>кг/ч | $x_R=45\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=733$<br>кг/ч | $x_R=46\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=734$<br>кг/ч | $x_R=47\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=735$<br>кг/ч | $x_R=48\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=736$<br>кг/ч | $x_R=49\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=737$<br>кг/ч | $x_R=50\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=738$<br>кг/ч | $x_R=51\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=739$<br>кг/ч |

| 11  | 12  | 13  | 14  | 15  | 16  | 17  | 18  | 19  | 20  |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $x_R=42\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=728$<br>кг/ч | $x_R=43\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=727$<br>кг/ч | $x_R=44\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=726$<br>кг/ч | $x_R=45\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=725$<br>кг/ч | $x_R=46\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=724$<br>кг/ч | $x_R=47\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=723$<br>кг/ч | $x_R=48\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=722$<br>кг/ч | $x_R=49\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=721$<br>кг/ч | $x_R=50\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=720$<br>кг/ч | $x_R=51\%$<br>$\text{O}_2$ ,<br>$B=719$<br>кг/ч |

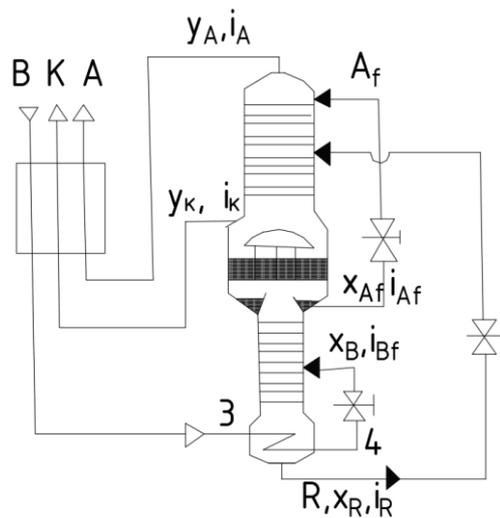


Рис. 2.46. Схема установки с колонной двукратной ректификации

Составим уравнение материального баланса нижней колонны по азоту:

$$B = A_f + R, \quad B y_B = R x_R + A_f x_{A_f}$$

Если концентрация жидкости в кубе по кислороду  $x_R = 42\% \text{ O}_2$ , то паровая составляющая  $= 58\%$  (рис 2.47).

Массу жидкости, отбираемой из куба, определяем по формуле

$$R = B \frac{x_{A_f} - x_{B_f}}{x_{A_f} - x_R} = 729 \frac{0,95 - 0,791}{0,95 - 0,58} = 313,273 \text{ кг}$$

Масса азотной флегмы, отбираемой из карманов конденсатора

$$A_f = B - R = 729 - 313,273 = 415,727 \text{ кг/ч}$$

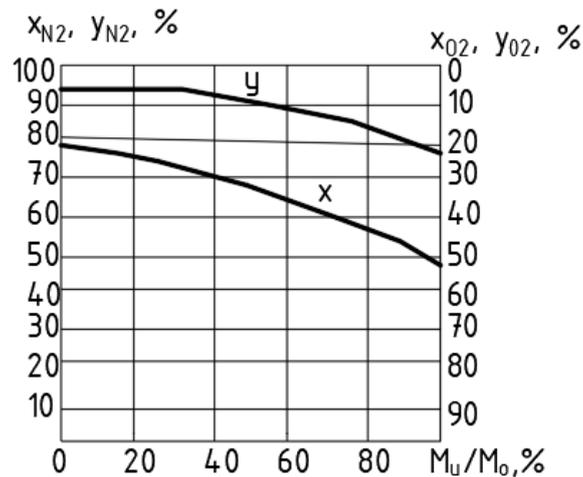


Рис. 2.47. Изменение концентрации жидкости и пара при испарении жидкого воздуха в замкнутом объеме при 0,1 МПа

**Задача 4.** Определить тепловую нагрузку змеевика испарителя нижней колонны, массу паров, выходящих из испарителя, и массу флегмы, отбираемой из карманов, для условий примера 3. На входе в испаритель температура и давление воздуха соответственно  $T_{в3} = 145,5 \text{ К}$ ,  $p_{в3} = 5 \text{ МПа}$ . Давление в нижней колонне  $0,6 \text{ МПа}$ .  $x_R = 42\%$ .

## Варианты

| 1   | 2   | 3   | 4   | 5   | 6   | 7   | 8   | 9   | 10  |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=41\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=40\%$ | Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=39\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=38\%$ | Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=37\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=36\%$ | Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=35\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=34\%$ | Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=33\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=32\%$ |

| 11  | 12  | 13  | 14  | 15  | 16  | 17  | 18  | 19  | 20  |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=42\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=43\%$ | Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=44\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=45\%$ | Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=46\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=47\%$ | Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=48\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=49\%$ | Давление в нижней колонне 0,5 Мпа; $x_R=50\%$ | Давление в нижней колонне 0,4 Мпа; $x_R=51\%$ |

Температуру жидкости в кубе находим по диаграмме  $x$ - $y$  для ее концентрации по кислороду  $x_R=42\%$  и давления 0,6 МПа.

$$T_R=107 \text{ К. (рис. 2.4)}$$

Удельная энтальпия воздуха на входе в змеевик (приложение Д)

$$I_{в3}=288 \text{ кДж/кг}$$

Разность температур жидкости и воздуха на выходе из змеевика принимаем равной 5 К, тогда температура воздуха на выходе из змеевика  $T_{в4}=T_R+5=112 \text{ К}$  и  $p_{в4}=5 \text{ МПа}$  определяем  $i_{в4}=34,53 \text{ кДж/кг}$  (приложение Д). Тепловую нагрузку испарителя определяем по формуле:

$$Q_{и}=729 \cdot (241,71 - 34,53) = 151035 \text{ кДж/ч}$$

или

$$Q_{и} = \frac{151035}{3600} = 41,95 \text{ кВт}$$

Масса паров, поднимающихся из испарителя в нижнюю колонну, определяется из формулы (11)  $M_R=Q_{зм}/r_R$ ,  $r_R=i_{M_R} - i_R$  – скрытая теплота испарения кислорода и азота, кДж/кг (либо по диаграмме  $\lg p$ - $i$ , либо по приложению В и Г):

$$r_K=188,0; r_A=130,7.$$

Следовательно, скрытая теплота испарения кубовой жидкости

$$r_R=188,0 \cdot 0,42 + 130,7 \cdot 0,58 = 154,8 \text{ кДж/кг}$$

Масса пара из испарителя

$$M_R=151035/154,8=975,89 \text{ кг/ч}$$

Если уровень жидкости в испарителе постоянен, то масса стекающей в него из карманов конденсатора флегмы  $m_f=M_R+R$ . По данным предыдущего примера,  $R=313,273 \text{ кг/ч}$ , тогда

$$m_f=975,89+313,273=1289 \text{ кг/ч}$$

## **ВОПРОСЫ ДЛЯ ЗАЩИТЫ ПО ТЕМЕ «ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ»**

1. Перечислите основные продукты разделения воздуха, используемые в промышленности.
2. Назовите области применения в промышленности кислорода, жидкого и газообразного азота, инертных газов.
3. Что из себя представляют в общем виде продукты разделения воздуха?
4. Назовите два основных метода низкотемпературного разделения воздуха..
5. Каково назначение системы криообеспечения при ректификации воздуха?
6. На каком физическом явлении основаны адсорбционно-десорбционные методы разделения воздуха?
7. Дайте характеристику основных адсорбентов, применяемых в промышленности.
8. Приведите примеры использования в промышленности адсорбционно-десорбционных методов разделения воздуха.
9. Назовите и опишите ступени структуры ожижителей газов.
10. Опишите принцип действия ожижителя Линде.
11. Изобразите процессы, происходящие в ожижителе Линде, на  $T, s$  – диаграмме.
12. Составьте энергетический баланс системы Линде.

## Тема 3. ВЫПАРНЫЕ АППАРАТЫ

### 3.1. Основные понятия

**Выпаривание** представляет собой термический процесс кипения раствора с выделением паров растворителей в практически чистом виде (если не считаться с уносом жидкости); при этом растворимое нелетучее вещество (твердое тело, например, соль, или вязкая жидкость, например, вазелин) остается в концентрированном виде в аппарате. Получаемые при выпаривании пары удаляются в атмосферу или в конденсирующее устройство.

Превращаться в пар растворитель может при кипении жидкости или при поверхностном испарении ее. В выпарных аппаратах применяется более интенсивный из этих способов превращения растворителя в пар. А именно кипение. Впервые выпаривание получило промышленное применение в производстве сахара, а в дальнейшем – в химической промышленности. При концентрировании растворов вода иногда удаляется до 90% первоначального веса.

Выпарные аппараты по принципу работы и конструктивному оформлению имеют много общего с испарителями, применяющимися на электрических станциях. Однако процесс выпарки водных растворов в выпарных аппаратах имеет принципиальное отличие от процесса кипения чистой воды в испарителях.

Понижение температуры образующихся из раствора водяных паров по сравнению с температурой кипения раствора водяных паров по сравнению с температурой кипения раствора называют **физико-химической температурной депрессией**. Обозначив ее через  $\Delta_1$ , можем написать:

$$\Delta_1 = t_p - \vartheta, \quad (3.1)$$

где  $t_p$  – температура кипения раствора, °С;  $\vartheta$  – температура образующихся паров воды, °С.

Физико-химическая температурная депрессия различна для разных растворов. Она больше у растворов веществ с малым молекулярным весом. Для раствора одного и того же вещества физико-химическая температурная депрессия увеличивается с повышением его концентрации.

Под концентрацией раствора понимают отношение массы сухого вещества в растворе к общей массе раствора в процентах

$$b = \frac{G_{\text{сух}}}{W + G_{\text{сух}}} 100\% \quad (3.2)$$

где  $b$  – массовая концентрация раствора, %;  $W$  – количество растворителя или воды в растворе, кг;  $G_{\text{сух}}$  – количество растворенного или сухого вещества в растворе, кг.

При выпарке вес сухого вещества в растворе остается постоянным, а количество растворителя (воды) уменьшается; следовательно, при этом концентрация раствора увеличивается.

Наличие физико-химической температурной депрессии понижает полезную разность температур между первичным и вторичным паром в выпарном аппарате. Например, для рассмотренного случая кипения.

Процесс выпарки характерен не только наличием физико-химической температурной депрессии, но и значительным изменением физических констант раствора, связанных с изменением его концентрации. С повышением концентрации раствора увеличиваются его вязкость, плотность и температурная депрессия и понижаются теплоемкость и теплопроводность.

Вследствие увеличения вязкости растворов и понижения их теплопроводности и теплоемкости уменьшается и коэффициент теплоотдачи  $\alpha_p$  от греющей стенки к кипящему раствору. По опытным данным, например, в начале выпаривания клеевого раствора с начальной концентрацией 2% коэффициент теплопередачи  $k=3500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°С})$ , а в конце выпаривания при концентрации 50%  $k=300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°С})$ .

### 3.2. Классификация аппаратов

По принципу работы выпарные установки разделяются на периодические и непрерывно действующие.

В периодически действующих установках жидкость подается в аппарат, выпаривается до необходимой более высокой концентрации, затем упаренный раствор удаляется из аппарата. Опорожненный аппарат вновь наполняется неконцентрированным раствором. Периодическое выпаривание применяется при небольшой производительности установки или, когда сгущенная жидкость не поддается откачке насосом либо в тех случаях, когда требуется выпарить растворитель. В аппаратах непрерывно действия неконцентрированный (слабый) раствор непрерывно отводится из него. По сравнению с аппаратами периодически действующими аппараты непрерывного действия более экономичны в тепловом отношении, так как в них отсутствуют потери, связанные с расходом тепла на периодический разогрев аппарата.

В большинстве случаев аппараты непрерывного действия komponуются в так называемые многокорпусные выпарные установки, в которых упариваемый раствор последовательно проходит через ряд отдельных аппаратов. В каждом последующем аппарате устанавливается большая концентрация раствора, чем в последующем.

По давлению внутри аппарата различают выпарные аппараты, работающие при избыточном и атмосферном давлениях и вакууме.

Вакуум в выпарных аппаратах применяется в следующих случаях: а) когда раствор под влиянием высокой температуры разлагается, изменяет цвет, запах (например, сахар, молоко); б) когда раствор при атмосферном давлении имеет высокую температуру кипения, т.е. обладает большой физико-химической температурной депрессией и требует высоких параметров греющего пара (например, раствор аммиачной селитры, едкого кали и т.п.); в) когда греющий теплоноситель имеет низкую температуру и, следовательно, нужно снижать

температуру кипения раствора; г) для увеличения располагаемого температурного перепада в многокорпусной установке.

В тех случаях, когда получаемый в результате выпаривания раствора вторичный пар может быть использован как теплоноситель в других теплообменных устройствах и поэтому нет надобности удорожать выпарную установку подключением вакуум-насоса и конденсатора, может оказаться более рациональным выпаривание под давлением.

В качестве греющего теплоносителя наибольшее применение в выпарных установках получил водяной пар.

Обогрев дистиллированной водой, высокотемпературными теплоносителями: горячим маслом, дифенильной смесью и др. применяется только в аппаратах периодического действия небольшой производительности и требующих высокой температуры обогрева. Система обогрева таких аппаратов состоит обычно из двух соединенных трубопроводами змеевиков, заполненных одним из указанных теплоносителей; один змеевик обогревается в печи, а второй является греющей поверхностью выпарного аппарата. Греющий теплоноситель может иметь в змеевиках естественную или принудительную циркуляцию греющий теплоноситель полностью заполняет систему и находится в ней под давлением, исключающим его вскипание, что необходимо для нормальной работы циркуляционных насосов. При естественной циркуляции с возможностью парообразования система может быть заполнена теплоносителем частично.

Обогрев топочными газами можно встретить в примитивных выпарных установках периодического действия или при концентрировании растворов в распыленном состоянии, т.е. практически при сушке растворов.

Электрообогрев методами электрического сопротивления или индукционных токов применяется в основном только в лабораторных выпарных аппаратах.

### 3.3. Область применения.

**Принцип многократного испарения.** Если пар, образующийся из раствора (вторичный пар одного выпарного аппарата), направить в греющую камеру другого выпарного аппарата и поддерживать во втором аппарате такое давление, чтобы температура этого пара была больше температуры кипения раствора во втором аппарате. Совокупность нескольких выпарных аппаратов, в которых вторичный пар из каждого предыдущего аппарата направляется в греющую камеру последующего, называется многокорпусной выпарной установкой.

Для возможности кипения раствора в каждом корпусе необходимо обеспечить соответствующую разность между температурами вторичного пара предыдущего корпуса и кипящего раствора следующего за ним корпуса. Выбор оптимальной температурной разности по корпусам выпарной установки будет рассмотрен ниже. Применением выпаривания в многокорпусных установках достигается значительная экономия пара, а следовательно, и топлива по сравнению с однокорпусным выпариванием при одинаковых

производительностях. Если приблизительно принять, что с помощью 1 кг греющего пара можно выпарить в однокорпусном аппарате 1 кг воды, то в многокорпусной установке благодаря многократному испарению на 1 кг греющего пара, поступившего в первый корпус, можно выпарить количество килограммов воды, равное числу корпусов, т.е. расход пара на выпаривание 1 кг воды в многокорпусной выпарной установке обратно пропорционален числу последовательно включенных корпусов. В этом и заключается смысл применения многокорпусных выпарных установок.

Опытные данные показывают, что в выпарных установках с греющими поверхностями нагрева при переходе от однокорпусного выпаривания к двухкорпусному экономия в удельном расходе греющего пара составляет около 50%, от четырехкорпусного к пятикорпусному – 10%, а от десятикорпусного к одиннадцатикорпусному – меньше 1%. Поэтому наибольшее распространение имеют четырех- и трехкорпусные установки, однако иногда в промышленности встречаются даже десятикорпусные.

Необходимо отметить, что с увеличением числа корпусов увеличиваются расход металла, начальные затраты на установку и амортизационные отчисления, расходы на текущие ремонты и, кроме того, усложняется эксплуатация, поэтому в большинстве случаев на практике применяют выпарные установки с греющими поверхностями нагрева с тремя или четырьмя корпусами.

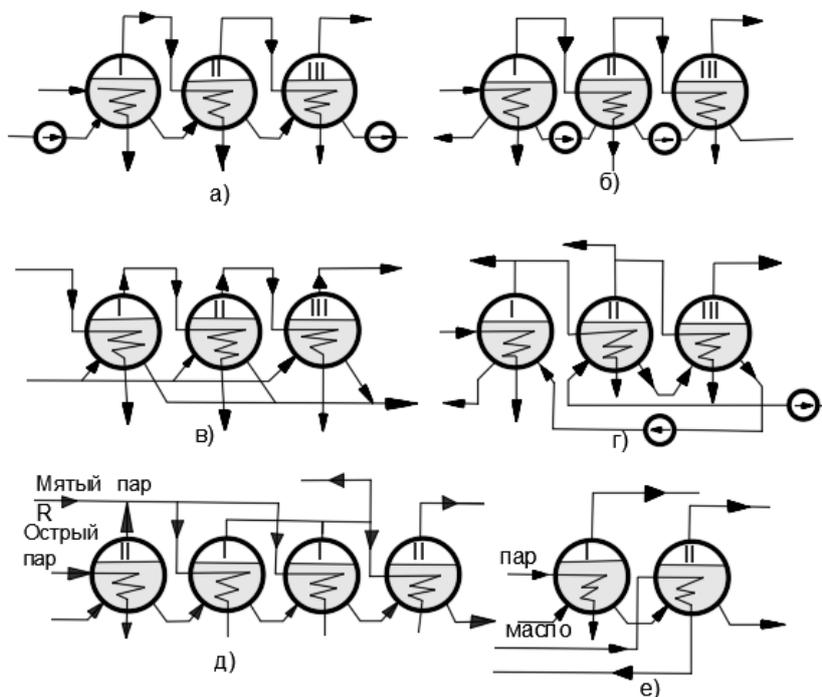


Рис. 3.1. Принципиальные схемы многокорпусных выпарных установок: а – прямоточная, б – противоточная, в – с параллельным питанием; г – со смешанной подаче раствора и отбором экстрапара, д – с нуль-корпусом и двойным первым корпусом, е – с двумя греющими агентами (паром и маслом)

**Схемы многокорпусных установок.** В схеме прямоточной выпарной установки (рис. 3.1. а) греющий пар, вторичный пар и раствор проходят в одном направлении. Раствор переходит из одного корпуса в другой благодаря разности давлений в корпусах. Прямоточные

выпарные установки по сравнению с противоточными имеют большее распространение в промышленности вследствие меньшего расхода пара и электроэнергии, а также незначительных потерь тепла со сгущенным раствором, уходящим из установки с наименьшей температурой. Однако для сгущения вязких растворов прямоточная установка может быть применима или иметь большую поверхность нагрева по сравнению с рассмотренной ниже противоточной установкой.

В схеме противоточной выпарной установки (рис. 3.1. б) слабый раствор подается в последний корпус, а в последующие при помощи насосов, установленных между аппаратами, и проходит последовательно через все корпуса к первому. Противоточные установки применяются для выпаривания вязких растворов, которые в условиях прямоточного выпаривания в последних корпусах (т.е. при низких температурах и высоких концентрациях раствора) становятся настолько вязкими, что плохо продвигаются по трубопроводам. При этом в последних корпусах неминуемо значительное понижение коэффициентов теплопередачи. Применением противоточной схемы, при которой с повышением концентрации раствора повышается его температура, достигается усиление теплообмена.

Недостатками противоточной выпарной установки по сравнению с прямоточной (при одинаковом рабочем режиме) являются: некоторое увеличение расхода греющего пара и несколько больший расход электроэнергии на перекачивание раствора из корпуса в корпус в направлении возрастающих давлений.

Выпарные установки с параллельным питанием раствором (рис. рис. 3.1. в) применяются при выпарке кристаллизующихся (насыщенных) растворов, в которых удаление небольших количеств воды из раствора вызывает выпадение кристаллов. Если такие растворы упаривать в прямоточной или противоточной по раствору установке, то интенсивно образующиеся при выпаривании кристаллы неизбежно будут попадать в трубопроводы и арматуру, забивать их, даже если будут предусмотрены специальные камеры-солеотделители для осаждения кристаллов. Вообще же при любой схеме, если возможно хотя бы незначительное образование кристаллов, применяются конструкции выпарных аппаратов с солеотделителями, имеющими внизу фильтрующую сетку.

Вторичный пар, отбираемый из какого-либо корпуса для целей подогрева раствора или для других технологических целей (но не для выпаривания), принято называть **экстрапаром**. Схема выпарной установки со смешанной подачей раствора и отбором экстрапара показана на рисунке 3.1. г. Экстрапар может быть взят из любого корпуса. Экономичнее экстрапар отбирать из последних корпусов, однако это не всегда возможно, так как от корпуса к корпусу температура экстрапара снижается.

На рисунке 3.1. д показана схема выпарной установки с нулевым и двойным корпусами. Нулевой корпус (нуль-корпус) является как бы редуктором острого пара, дающим добавочный пар при недостатке мягого пара. Системы с нуль-корпусом распространены в сахарной промышленности.

Необходимость двойного корпуса может встретиться в том случае, когда, например, поверхность нагрева всех корпусов должна быть одинаковой, а первый корпус должен

использовать как мятый пар, так и вторичный пар из нуль-корпуса, с тем чтобы обеспечить обогрев второго корпуса и отпуск значительного количества экстрапара, как показано на этой схеме.

Схема двухкорпусной выпарной установки с двумя греющими агентами, например, паром и маслом (рис. 3.1. е), применяется в случаях, когда увеличение концентрации раствора в первом корпусе резко повышает температуру кипения во втором корпусе и температура вторичного пара как греющего оказывается недостаточной.

### 3.4. Основы методики расчета

*Материальный баланс процесса выпаривания.* Количество выпаренной воды по корпусам или концентрация раствора определяется из уравнения материального баланса выпаривания, которой составлено без учета потерь раствора:

$$W = G_{\text{нач}} - G_{\text{кон}}, \quad (3.3)$$

где  $G_{\text{нач}}$  и  $G_{\text{кон}}$  – начальное и конечное количество раствора, кг/ч;  $W$  – количество воды, выпаренной из раствора, кг/ч.

Обозначив через  $w$  количество выпаренной воды на 1 кг раствора начальной концентрации, кг/кг;  $G_{\text{сух}}$  – масса сухого (безводного) растворенного вещества, кг/ч;  $b_{\text{нач}}$  и  $b_{\text{кон}}$  – начальную и конечную массовую концентрацию раствора, % общего веса, получим:

$$G_{\text{сух}} = b_{\text{нач}} G_{\text{нач}} / 100 = b_{\text{кон}} G_{\text{кон}} / 100. \quad (3.4)$$

Из этих уравнений определяем:

$$G_{\text{кон}} = b_{\text{нач}} G_{\text{нач}} / b_{\text{кон}} \quad (3.5)$$

и

$$W = G_{\text{нач}} - \frac{b_{\text{нач}} G_{\text{нач}}}{b_{\text{кон}}} = G_{\text{нач}} \left( 1 - \frac{b_{\text{нач}}}{b_{\text{кон}}} \right) \quad (3.6)$$

Поскольку обычно расчет ведется на 1 кг раствора начальной концентрации, преобразуем последнее выражение к следующему виду:

$$w = 1 - \frac{b_{\text{нач}}}{b_{\text{кон}}} = \frac{b_{\text{кон}} - b_{\text{нач}}}{b_{\text{кон}}}, \text{ кг воды на 1 кг раствора.} \quad (3.7)$$

Выражение (3.7) является основным уравнением материального баланса для определения количества выпаренной воды.

Если заданы количество выпаренной воды, начальная концентрация и начальной количество раствора, то концентрация раствора по корпусам определяется из следующих соображений. Обозначив искомую концентрацию раствора в первом корпусе через  $b_1$ , согласно предыдущему напишем:

$$W_1 = G_{\text{нач}} - \frac{b_{\text{нач}} G_{\text{нач}}}{b_1}, \quad (3.8)$$

и

$$b_1 = \frac{b_{\text{нач}} G_{\text{нач}}}{G_{\text{нач}} - W_1}. \quad (3.9)$$

где  $W_1$  – количество воды, выпаренной в первом корпусе.

Для любого корпуса формула примет вид:

$$b_1 = \frac{b_{\text{нач}} G_{\text{нач}}}{G_{\text{нач}} - \sum_1^n W} = \frac{b_{\text{нач}} G_{\text{нач}}}{G_{\text{нач}} - (W_1 + W_2 + W_3 + \dots + W_n)}. \quad (3.10)$$

где  $\sum_1^n W$  – количество испаренной воды в n-корпусах.

Изменение весовой концентрации раствора в аппарате неравномерно и зависит от количества испаренной воды и начальной концентрации раствора. Например, для повышения концентрации 1 кг 10%-ного раствора до 50%-ного требуется выпарить 0,8 кг воды, а для дальнейшего повышения его концентрации от 50% до 100% – только 0,1 кг. Если же выпаривать 1 кг 30%-ного раствора до концентрации, равной 50%, то требуется выпарит 0,4 кг воды, а для дальнейшего повышения концентрации от 50 до 100% – 0,3 кг. Разница в количествах выпаренной воды в двух приведенных примерах при одинаковом повышении концентрации раствора с 50 до 100% объясняется тем, что после выпаривания в первом случая получаем 0,1 кг сухого остатка, а во втором 0,3 кг.

*Определение полной температурной депрессии в выпарной установке.* В выпарной установке потеря температурного напора вызывается не только одной физико-химической депрессией. В действительных условиях существуют потери температурных депрессий и полная температурная депрессия в выпарном аппарате

$$\Delta = \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3, \quad (3.11)$$

где  $\Delta_1, \Delta_2$  и  $\Delta_3$  – физико-химическая, гидростатическая и гидравлическая температурные депрессии.

В дальнейшем физико-химическая температурная депрессия называется для краткости температурной депрессией, гидростатическая и гидравлическая температурные депрессии – гидростатической и гидравлической депрессиями.

Нормальная физико-химическая температурная депрессия, показывающая повышение температуры кипения раствора по сравнению с температурой кипения растворителя при атмосферном давлении определяется по формуле И. А. Тищенко:

$$\Delta_1 = 0,01362 \frac{T^2}{r} \Delta'_1 \quad (3.12)$$

где  $\Delta_1$  – искомая физико-химическая температурная депрессия при давлении выпаривания;  $\Delta'_1$  – депрессия, взятая из таблиц, при давлении  $1,015 \cdot 10^5$  Па; T – температура кипения чистого растворителя, К; r- скрытая теплота парообразования для воды при давлении выпаривания, кДж/кг.

Гидростатическая депрессия вызывается тем, что во всяком выпарном аппарате нижние слои раствора закипают при более высокой температуре, чем верхние, вследствие наличия гидростатического давления верхних слоев жидкости; например, если при атмосферном давлении подогреть воду до температуры кипения в трубе длиной 10 м, то теоретически верхний слой воды должен закипеть при температуре около 100 °С, нижний же слой, находящийся под давлением  $1,96 \cdot 10^5$  Па ( $2 \text{ кгс/см}^2$ ), - при температуре 120 °С.

Аналогичное явление наблюдается в выпарных аппаратах, но действительная гидростатическая депрессия составляет обычно около 20% теоретической, так как жидкость находится в аппарате не в статическом состоянии, а в движении, обусловленном

конвективными токами парожидкостной эмульсии, направленной вверх. Строго аналитического метода определения гидростатической депрессии не имеется, так как она является сложной функцией многих переменных. При расчетах выпарных установок в зависимости от высоты трубок и степени заполнения их раствором ее принимают для каждого аппарата равной от 1 до 3 °С. Для аппаратов, работающих под вакуумом, гидростатическая депрессия может достигать 5-8 °С и ее следует подсчитывать хотя бы приближенно.

Гидравлическая депрессия учитывает снижение температуры, связанное с потерей давления на трение, и местные потери в трубопроводах, соединяющих корпуса выпарной установки; в практических расчетах ее принимают равной 1 °С для каждого корпуса или рассчитывают по соответствующим формулам.

*Распределение полезной разности температур по корпусам выпарной установки.* Зная полную температурную депрессию для каждого аппарата и для всей установки, а также располагаемую разность температур  $\Delta t'$  между греющим и выхлопным паром в установках с противодавлением или между греющим и конденсирующимся паром в конденсаторе вакуум-установок, можно определить полезную разность температур в выпарной установке по формуле

$$\Delta t = \Delta t' - (\sum_1^n \Delta_1 + \sum_1^n \Delta_2 + \sum_1^n \Delta_3). \quad (3.13)$$

Располагаемая разность температур для выпарных установок, работающих с противодавлением, где вторичный пар удаляется в атмосферу,

$$\Delta t' = t_1 - 100. \quad (3.14)$$

Располагаемая разность температур для вакуум-выпарных установок

$$\Delta t' = t_1 - t_k. \quad (3.15)$$

где  $t_1$  – температура греющего пара, °С;  $t_k$  – температура конденсации пара в барометрическом или поверхностном конденсаторе, °С.

Полезная разность температур  $\Delta t$ , как это следует из рассмотрения формулы (3.13), всегда ниже располагаемой разности температур  $\Delta t'$  в выпарной установке. Она уменьшается с повышением значений температурных депрессий.

Вторичный пар при выпаривании концентрированных растворов, имеющих большую физико-химическую температурную депрессию, может иметь значительный перегрев относительно температуры насыщения, соответствующей давлению над раствором пространством. При распределении полезной разности температур в выпарной установке перегрев вторичного пара не следует учитывать, так как он не увеличивает температурного напора, который определяется только разностью температур конденсирующегося пара и кипения раствора. Необходимо также учесть, что со вторичным паром из аппарата всегда уносится некоторое количество капельной влаги, на испарение которой и затрачивается теплота перегрева.

При проектировании выпарной установки для заданной производительности может быть поставлено требование, чтобы поверхности нагрева всех корпусов были одинаковыми, соблюдение этого требования имеет большое значение, так как при этом все аппараты могут быть выполнены по одним и тем же чертежам, вследствие чего упрощаются конструирование

корпусов и их изготовление; при одинаковых корпусах все детали их получают соответственно однотипными и взаимозаменяемыми.

Иногда при проектировании ставится условие, чтобы суммарная поверхность нагрева всей установки была минимальной. Этот вариант рационален в том случае, когда стремление получить аппараты одинакового размера требует большого перерасхода ценных материалов.

Наконец, могут быть поставлены оба предыдущих требования, т.е. чтобы суммарная поверхность нагрева всей установки была минимальной и одновременно поверхности нагрева всех аппаратов были одинаковыми. Это может быть обеспечено только при особых условиях, которые рассматриваются ниже.

В зависимости от поставленных требований распределяется и полезная разность температур.

А) *выпаривание при одинаковых поверхностях нагрева всех корпусов.* Количество тепла, передаваемое в каком-либо корпусе, выражается формулой

$$Q_n = k_n F_n \Delta t_n, \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}, \quad (3.16)$$

$n$  – номер корпуса.

Согласно этой формуле отношение тепловой нагрузки произвольного  $n$ -го корпуса к тепловой нагрузке первого равно:

$$\frac{Q_n}{Q_1} = \frac{k_n F_n \Delta t_n}{k_1 F_1 \Delta t_1}. \quad (3.17)$$

По условию  $F_n = F_1$ , следовательно

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n}. \quad (3.18)$$

Итак, при одинаковых поверхностях нагрева отношение полезных разностей температур прямо пропорционально отношению тепловых нагрузок и обратно пропорционально отношению коэффициентов теплопередачи в аппаратах.

Из равенства (3.18) имеем:

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n}. \quad (3.19)$$

Так как  $\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 + \dots + \Delta t_n$  (где  $\Delta t$  – полная полезная разность температур), можно написать равенство

$$\begin{aligned} \Delta t &= \Delta t_1 + \Delta t_1 \frac{Q_2 k_1}{Q_1 k_2} + \Delta t_1 \frac{Q_3 k_1}{Q_1 k_3} + \Delta t_1 \frac{Q_4 k_1}{Q_1 k_4} + \dots + \Delta t_1 \frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n} \\ &= \Delta t_1 \frac{k_1}{Q_1} \left( \frac{Q_1}{k_1} + \frac{Q_2}{k_2} + \frac{Q_3}{k_3} + \dots + \frac{Q_n}{k_n} \right), \end{aligned}$$

Откуда

$$\Delta t_1 = \frac{\Delta t Q_1 / k_1}{\frac{Q_1}{k_1} + \frac{Q_2}{k_2} + \frac{Q_3}{k_3} + \dots + \frac{Q_n}{k_n}} = \frac{\Delta t Q_1 / k_1}{\sum_1^n \frac{Q}{k}} \quad (3.20)$$

Если тепловые нагрузки одинаковы, т. е.  $Q_1 = Q_2 = Q_n$ , то

$$\Delta t_1 = \frac{\Delta t}{1 + \frac{k_1}{k_2} + \frac{k_1}{k_3} + \dots + \frac{k_1}{k_n}} \quad (3.21)$$

Найдя значение  $\Delta t_1$ , можно определить:

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n} \quad (3.22)$$

Или при равенстве тепловых нагрузок

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \frac{k_1}{k_n} \quad (3.23)$$

Б) *Выпаривание с минимальной общей поверхностью нагрева.* Для двух произвольно выбранных корпусов имеем:

$$Q_n = k_n F_n \Delta t_n, \quad Q_m = k_m F_m \Delta t_m \quad (3.24)$$

Откуда

$$F_n = \frac{Q_n}{k_n \Delta t_n} \quad \text{и} \quad F_m = \frac{Q_m}{k_m \Delta t_m} \quad (3.25)$$

Обозначим полезную разность температур, приходящуюся на оба корпуса, через  $\Delta t$ , тогда

$$\Delta t = \Delta t_n + \Delta t_m \quad \text{и} \quad (3.26)$$

$$F = F_n + F_m = \frac{Q_n}{k_n \Delta t_n} + \frac{Q_m}{k_m \Delta t_m} \quad (3.27)$$

Необходимо найти, при каком значении  $\Delta t_n$  величина суммарной поверхности будет минимальной. Для этого достаточно взять первую производную от  $F$  по  $\Delta t_n$  и приравнять ее к нулю

$$\frac{dF}{d(\Delta t_n)} = -\frac{Q_n}{k_n \Delta t_n^2} + \frac{Q_m}{k_m (\Delta t - \Delta t_n)^2} = 0, \quad (3.28)$$

Откуда условие минимума будет:

$$\frac{Q_n}{k_n \Delta t_n^2} = \frac{Q_m}{k_m \Delta t_m^2} \quad (3.29)$$

Для доказательства того, что данное равенство является условием минимума, а не максимума функции  $F$ , необходимо найти вторую производную

$$\frac{d^2 F}{d(\Delta t_n)^2} = 2 \left( \frac{Q_n}{k_n \Delta t_n^3} + \frac{Q_m}{k_m \Delta t_m^3} \right) = 0, \quad (3.30)$$

Она оказалась положительной при всяком значении  $\Delta t_n$ . Поэтому соотношение (3.29) соответствует минимуму общей поверхности нагрева. Из этого соотношения находим зависимость

$$\frac{\Delta t_m}{\Delta t_n} = \frac{Q_m k_n}{Q_n k_m} \quad (3.31)$$

Показывающую, что при минимальной общей поверхности нагрева отношение полезных разностей температур прямо пропорционально квадратному корню из произведения отношения тепловых нагрузок на обратное отношение коэффициентов теплопередачи.

При одинаковой тепловой нагрузке обоих корпусов

$$\frac{\Delta t_m}{\Delta t_n} = \sqrt{\frac{k_n}{k_m}} \quad (3.32)$$

Расчетные формулы при одинаковых тепловых нагрузках корпусов и любом числе корпусов имеют вид:

$$\Delta t_1 = \frac{\Delta t}{1 + \sqrt{\frac{k_1}{k_2}} + \sqrt{\frac{k_1}{k_3}} + \dots + \sqrt{\frac{k_1}{k_n}}} \quad (3.33)$$

и

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \sqrt{\frac{k_1}{k_n}} \quad (3.34)$$

А при различных тепловых нагрузках корпусов

$$\Delta t_1 = \frac{\Delta t Q_1 / k_1}{\sqrt{\frac{Q_1}{k_1} + \sqrt{\frac{Q_2}{k_2} + \sqrt{\frac{Q_3}{k_3} + \dots + \sqrt{\frac{Q_n}{k_n}}}}} \quad (3.35)$$

и

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \sqrt{\frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n}} \quad (3.36)$$

$\Delta t$  — полная полезная разность температур для установки в целом.

В) *Выпаривание с минимальной суммарной поверхностью нагрева при одинаковых поверхностях нагрева отдельных корпусов.* Чтобы корпуса имели одинаковые поверхности нагрева, необходимо соблюдение равенства (3.18)

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n} \quad (3.37)$$

Для того чтобы сумма поверхностей нагрева была минимальной, необходимо соблюдение равенства (3.31)

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \sqrt{\frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n}} \quad (3.38)$$

Сопоставив оба неравенства, найдем:

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1} = \sqrt{\frac{\Delta t_n}{\Delta t_1}} = 1, \quad (3.39)$$

т. е. в этом случае

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \quad (3.40)$$

Таким образом, условие равенства поверхностей нагрева и минимума их суммы может быть соблюдено лишь в том случае, если полезные разности температур по корпусам одинаковы. Но в таком случае из выражений (3.22) и (3.34) получается, что

$$\frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n} = 1 \quad (3.41)$$

или

$$\frac{Q_n k_1}{Q_1 k_n} = \frac{k_n}{k_1} \quad (3.42)$$

Последнее соотношение, справедливое при любом числе корпусов, показывает, что тепловые нагрузки должны быть прямо пропорциональны коэффициентам теплопередачи.

Итак, для возможности одновременного выполнения обоих требований необходимо соблюдение следующих условий: полезная разность температур для всех корпусов должна быть одной и той же, а тепловые нагрузки всех корпусов должны быть прямо пропорциональны коэффициентам теплопередачи. Эти условия могут быть выполнены только при определенных отборах экстрапара. И если экстрапар может найти применение, то описанный метод распределения тепловых нагрузок и температур является наиболее выгодным.

В заключение следует отметить, что величины полезных разностей температур, вычисленные по указанным выше формулам, могут в некоторых случаях требовать пересчета, так как для определения величин  $Q$  и  $k$  приходится задаваться температурами пара и раствора, которые могут отличаться от величин, получаемых в конце расчета. Однако особой точности

при проектировании таких установок не требуется и обычно ограничиваются только поверочным расчетом.

*Теплоотдача в выпарных аппаратах.* А) коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к трубкам определяется в зависимости от типа и конструкции аппарата по формулам. Б) коэффициент теплоотдачи при кипении с искусственной циркуляцией при тепловой нагрузке  $q=30000-46000 \text{ Вт/м}^2$  можно приближенно рассчитать по формуле для вынужденного конвективного теплообмена без изменения агрегатного состояния раствора или по методике:

$$Nu_{ж}=0,021Re_{ж}^{0,8}Pr_{ж}^{0,43}\left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_c}\right)^{0,25}\epsilon_l, \quad (3.43)$$

где  $Pr_c=\frac{\nu_c}{\alpha_c}$  – критерий Прандтля, в котором значения физических констант берутся при температуре стенки.

В) коэффициент теплоотдачи при пузырьковом кипении раствора в трубках вертикальных выпарных аппаратов с естественной циркуляцией раствора определяется

$$Nu=54K^{0,6}/Pr^{0,3}. \quad (3.44)$$

$$Nu = \frac{\alpha}{\lambda} \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_{ж}g}}; K = \frac{q}{\rho_{ж}rw} = \frac{q}{\rho_{ж}r0,078\left(\frac{\rho_0}{\rho_{п}}\right)} \quad (3.45)$$

где

$$\alpha_{кип} = 780 \frac{\lambda^{1,3} \rho_{ж}^{0,5} \rho_{п}^{0,06} q^{0,6}}{\sigma^{0,5} r^{0,6} \rho_0^{0,66} c^{0,3} \mu^{0,3}} \quad (3.46)$$

$Pr=\mu c/\lambda$  – теплопроводность раствора (жидкости);  $\text{Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{С})$ ;  $\rho_{ж}$ ,  $\rho_{п}$  – плотность жидкости и пара,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\rho_0$  – плотность пара при  $p=98 \text{ кПа}$ ,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\sigma$  – поверхностное натяжение,  $\text{Н}/\text{м}$ ;  $r$  – теплота парообразования,  $\text{Дж}/\text{кг}$ ;  $c$  – удельная теплоемкость раствора,  $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{С})$ ;  $\mu$  – динамическая вязкость раствора,  $\text{Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$ ;  $q$  – плотность теплового потока,  $\text{Вт}/\text{м}^2$ ;  $w$  – произведение среднего диаметра пузырьков, возникающих при кипении, на число пузырьков, образующихся в единицу времени,  $\text{м}/\text{с}$ .

Формулы (3.45) и (3.46) применимы при  $p=(0,098-70,5) \cdot 10^5 \text{ Па}$  [0,1-72 ат],  $Pr=0,8-100$ ,  $q=9000-150000 \text{ Вт}/\text{м}^2$ .

Формулы (3.45) и (3.46) дают удовлетворительные результаты при соблюдении оптимального уровня раствора в трубках выпарного аппарата, который определяется приближенно по формуле

$$H_{\text{опт}}/H=0,26+0,0014(\rho_{ж} - \rho_{в}), \quad (3.47)$$

где  $H$  – высота труб,  $\text{м}$ ;  $H_{\text{опт}}$  – оптимальный уровень раствора в трубках,  $\text{м}$ , фиксируемый по водомерному стеклу;  $\rho_{ж}$  и  $\rho_{в}$  – плотности раствора и воды,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

или 
$$\frac{dV}{V} = \frac{d(b\rho)}{b_1\rho_1}, \quad (3.48)$$

а также 
$$Vd\rho=\rho_1dV-dW; dW=\rho_1dV+ VdV \quad (3.49)$$

и 
$$dQ+I_0 \rho_1dV=idW+Vd(I\rho) \quad (3.50)$$

где  $\rho_1$ ,  $b_1$  и  $I_0$  – плотность, концентрация и энтальпия раствора, подаваемого в аппарат.

Подставив в уравнение (в) значения  $dW$  и  $dV$  из уравнений (а) и (б), получим:

$$\frac{dQ}{V} = \frac{i-I_0}{b_1} d(b\rho) - id\rho + d(\rho I) \quad (3.51)$$

Откуда после интегрирования получим:

$$\frac{Q}{V} = \frac{i-I_0}{b_1} d(b_2\rho_2 - b_1\rho_1) - i(\rho_2 - \rho_1) + d(\rho_2 I_2 - \rho_1 I_1) \quad (3.52)$$

В этом уравнении индексы 1 и 2 относятся к параметрам кипящего раствора в начале и конце выпаривания.

*Определение поверхности нагрева или продолжительности процесса выпаривания для выпарных аппаратов периодического действия.* Независимо от вариантов выпаривания теплообмен через поверхность нагрева выпарного аппарата определяется уравнением

$$dQ = kF(t_m - t_p)dt \quad (3.53)$$

где  $t_T$  – температура греющего теплоносителя, °С;  $t_p$  – температура кипящего раствора, °С.

Коэффициент теплопередачи  $k$  в процессе выпаривания изменяется. Для расчета выпарного аппарата необходимо знать зависимость  $k=f(b)$ , которую можно представить графически. При заданной поверхности нагрева аппарата продолжительность выпаривания раствора можно найти из уравнения

$$\tau = \frac{1}{F} \int_0^Q \frac{dQ}{(t_T - t_p)} \quad (3.54)$$

Зная зависимость  $Q$ ,  $k$  и  $t_p$  от концентрации раствора, можно решить уравнение (3.54) методом графического интегрирования, как это показано в примере третьей задачи. Конечные или промежуточные температуры раствора в процессе выпаривания можно определить по уравнениям ниже в зависимости от вида греющего теплоносителя (пар, масло, горячая вода и т. п.).

$$t_2'' = t_H - (t_H - t_2') e^{-\frac{kF\tau}{G_2 c_2}} \text{ и } t_{2cp} = t_1' - \frac{t_1'' - t_2'}{\ln \frac{t_1' - t_2'}{t_1' - t_1''}} \quad (3.55)$$

Расчеты показывают, что при периодическом выпаривании раствора с постоянным уровнем в аппарате расход тепла по сравнению с выпариванием при переменном уровне несколько снижается, но продолжительность выпаривания увеличивается.

**Задача 1.** Определим коэффициент теплоотдачи при кипении 40%-ного раствора NaOH [26] (Приложение Е) под абсолютным давлением 19,6 кПа (0,2 ата). Температура кипения раствора при этом давлении составляет 85 °С. Константы раствора: вязкость  $\mu = 2,92 \cdot 10^{-3}$  Н · с/м<sup>2</sup>, теплопроводность  $\lambda = 0,557$  Вт/(м · °С); удельная теплоемкость  $c = 3,44$  кДж/(кг · °С); поверхностное натяжение  $\sigma = 0,104$  Н/м; плотность  $\rho_p = 1390$  кг/м<sup>3</sup>. Теплота парообразования  $r = 2360 \cdot 10^3$  Дж/кг (563 ккал/кг); плотность водяного пара составляет: при давлении 19,6 кПа (0,2 ат)  $\rho_H = 0,128$  кг/м<sup>3</sup>; при давлении 98 кПа (1 ат)  $\rho_0 = 0,579 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ . Приложение Ж.

#### Варианты

| 1  | 2   | 3   | 4   | 5   | 6   | 7   | 8   | 9   | 10  |
|--|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 20%<br>раствор,<br>$t_{\text{кип}}=75$<br>°С | 30%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=85$ °С | 10%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=65$ °С | 20%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=55$ °С | 30%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=50$ °С | 10%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=60$ °С | 10%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=70$ °С | 20%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=80$ °С | 30%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=90$ °С | 40%<br>раствор<br>,<br>$t_{\text{кип}}=45$ °С |

| 11  | 12  | 13  | 14  | 15  | 16  | 17  | 18  | 19  | 20  |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 20%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=70°C | 30%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=80°C | 10%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=90°C | 20%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=20°C | 30%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=30°C | 10%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=40°C | 10%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=50°C | 20%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=60°C | 30%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=70°C | 40%<br>раствор<br>,<br>$t_{кип}$<br>=80°C |

Решение по формуле:

$$K = \frac{q}{\rho_{п} r 0,078 (\rho_0 / \rho_{п})^{1,1}} = \frac{q}{0,128 \cdot 2360 \cdot 10^3 \cdot 0,078 \left(\frac{0,579}{0,128}\right)^{1,1}} = \frac{q}{123946};$$

$$Pr = \frac{\mu c}{\lambda} = \frac{2,92 \cdot 10^{-3} \cdot 3440}{0,557} = 18,03;$$

$$\alpha_{кип} = \lambda \sqrt{\frac{\rho_{ж} g}{\sigma}} Nu = 0,557 \sqrt{\frac{1390 \cdot 9,81}{0,104}} \cdot 0,0198 q^{0,6}$$

$$= 4q^{0,6} \left[ \text{при } q = 17000 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}, \alpha = 4(17000)^{0,6} = 1379 \frac{\text{Вт}}{(\text{м}^2 \cdot \text{°C})} \right]$$

$$= 1199 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°C})$$

**Задача 2.** Рассчитать двухкорпусную выпарную установку для глицериновой воды. Схема выпарки изображена на рисунке 3.2. Начальная и конечная концентрации глицериновой воды  $b_0=20\%$  и  $b_{кон}=88\%$ . Производительность  $G_{кон}=643$  кг/ч (0,178 кг/с) концентрированного глицерина. Давление греющего пара  $p_0=4,9 \cdot 10^5$  Па (5 кг/см<sup>2</sup>) и  $t_H=158^\circ\text{C}$ . Давление во втором корпусе  $p_2=0,144 \cdot 10^5$  Па (0,147 кгс/см<sup>2</sup> абс.) и температура вторичного пара  $\vartheta = 54^\circ\text{C}$ . Начальная температура раствора  $t'_1 = 20^\circ\text{C}$ . Раствор подогревается в первом подогревателе экстрапаром до  $t''=80^\circ\text{C}$ , во втором – острым паром до температуры кипения раствора в первом корпусе ( $t_0 = t_1$ ); теплоемкость чистого глицерина  $c=2,41$  кДж/(кг · °C) (0,576 ккал/(кг · °C)). Выпарные аппараты имеют принудительную циркуляцию раствора. Скорость раствора в трубках: в первом аппарате – 1,5 м/с, во втором – 3 м/с. Диаметры нагревательных трубок 38/32 мм. При определении коэффициентов теплопередачи принять толщину накипи в первом аппарате  $\delta_H = 1$  мм и во втором 2 мм;  $\lambda_{ст} = 58$  Вт/(м · °C),  $\lambda_H = 1,163$  Вт/(м · °C). Установка работает без перепуска и переохлаждения конденсата.

**Варианты:**

| 1                      | 2                      | 3                      | 4                      | 5                      | 6                      | 7                      | 8                      | 9                      | 10                     |
|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|
| $t_H=159$<br>°C        | $t_H=160$<br>°C        | $t_H=161$<br>°C        | $t_H=162$<br>°C        | $t_H=163$<br>°C        | $t_H=164$<br>°C        | $t_H=165$<br>°C        | $t_H=166$<br>°C        | $t_H=167$<br>°C        | $t_H=168$<br>°C        |
| $\vartheta =$<br>55°C. | $\vartheta =$<br>56°C. | $\vartheta =$<br>57°C. | $\vartheta =$<br>58°C. | $\vartheta =$<br>59°C. | $\vartheta =$<br>60°C. | $\vartheta =$<br>61°C. | $\vartheta =$<br>62°C. | $\vartheta =$<br>63°C. | $\vartheta =$<br>64°C. |

| 11                     | 12                     | 13                     | 14                     | 15                     | 16                     | 17                     | 18                     | 19                     | 20                     |
|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|
| $t_H=158$<br>°C        | $t_H=159$<br>°C        | $t_H=160$<br>°C        | $t_H=161$<br>°C        | $t_H=162$<br>°C        | $t_H=163$<br>°C        | $t_H=164$<br>°C        | $t_H=165$<br>°C        | $t_H=166$<br>°C        | $t_H=167$<br>°C        |
| $\vartheta =$<br>55°C. | $\vartheta =$<br>56°C. | $\vartheta =$<br>57°C. | $\vartheta =$<br>58°C. | $\vartheta =$<br>59°C. | $\vartheta =$<br>60°C. | $\vartheta =$<br>61°C. | $\vartheta =$<br>62°C. | $\vartheta =$<br>63°C. | $\vartheta =$<br>64°C. |

**Решение:**

Определяем количество раствора, поступающего на выпарку:

$$G_0 = G_{\text{вып}} \frac{b_{\text{вып}}}{b_0} = 643 \frac{88}{20} = 2829 \text{ кг/ч}$$

Количество воды, подлежащее выпарке

$$W' = G_0 \frac{b_{\text{кон}} - b_0}{b_{\text{кон}}} = 2829 \cdot \frac{88 - 20}{88} = 2186 \text{ кг/ч}$$

Все дальнейшие расчеты ведем на 1 кг раствора, поступающего на выпарку.

Находим:

$$w = W'/G_0 = 2186/2829 = 0,7727 \text{ кг на 1 кг раствора.}$$

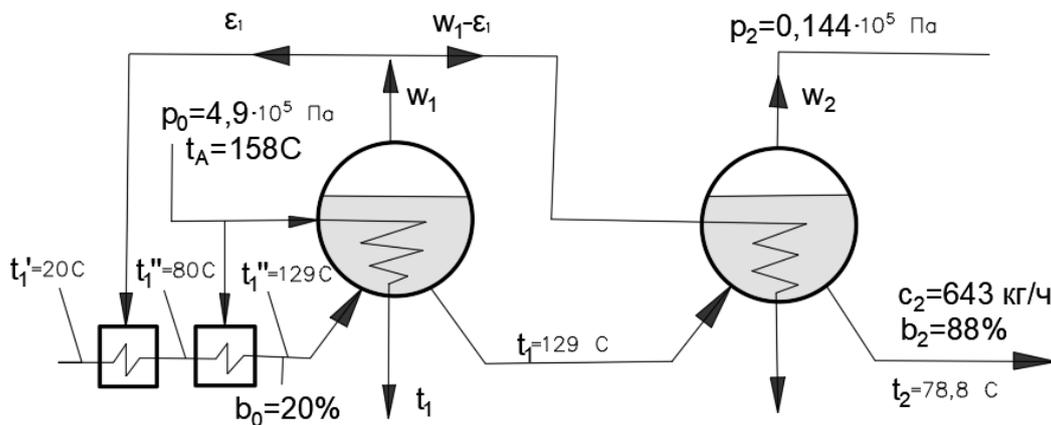


Рис. 3.2. Схема двухкорпусной выпарной установки

Теплоемкость раствора при начальной концентрации по формуле:

$$c_p = \frac{c_{\text{сух}} b + c_{\text{в}}(100 - b)}{100} = \frac{2,41 \cdot 20 + (100 - 20) \cdot 4,187}{100} = 3,83, \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{C})$$

Количество тепла для нагревания раствора экстрапаром в первом подогревателе

$$q = c_1'(t'' - t_1') = 3,81(80 - 20) = 229,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Количество экстрапара, считая предварительно теплоту парообразования  $r=2220$  кДж/кг, получим равным

$$\varepsilon_1 = \frac{229,9}{2220} = 0,104 \text{ кг на 1 кг раствора}$$

Если принять, что за счет 1 кг вторичного пара во втором корпусе испаряется такое же количество воды, то количество воды, выпаренной во втором корпусе, будет:

$$w_2 = \frac{w' - \varepsilon_1}{2} = \frac{0,7727 - 0,104}{2} = 0,335 \text{ кг на 1 кг раствора.}$$

Количество воды, выпаренной в первом корпусе:

$$w_1 = w - w_2 = 0,7727 - 0,335 = 0,438 \text{ кг на 1 кг раствора.}$$

Концентрация раствора в первом корпусе

$$b_1 = \frac{b_0}{1 - w_1} = \frac{20}{1 - 0,438} = 35,6\%;$$

То же во втором корпусе

$$b_2 = \frac{b_0}{1 - w} = \frac{20}{1 - 0,7727} = 88\%;$$

Определяем физические параметры раствора в корпусах. Теплоемкость раствора в первом корпусе

$$c_1 = \frac{35,6 \cdot 2,41 + (100 - 35,6) \cdot 4,187}{100} = 3,55 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$$

То же во втором корпусе

$$c_2 = \frac{88 \cdot 2,41 + (100 - 88) \cdot 4,187}{100} = 2,62 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$$

Таблица 3.1

### Значение физических констант

| Наименование физических констант                 | Первый корпус |         | Второй корпус |         |
|--|---------------|---------|---------------|---------|
|  | Вода          | раствор | Вода          | раствор |
| Плотность $\rho$ , кг/м <sup>3</sup>             | 943           | 1170    | 971           | 1238    |
| Теплоемкость $c$ , кДж/(кг · °С)                 | 4,25          | 3,56    | 4,187         | 2,62    |
| Вязкость $\nu \cdot 10^{-6}$ , м <sup>2</sup> /с | 0,226         | 0,65    | 0,366         | 10,2    |
| Теплопроводность $\lambda$ , Вт/(м · °С)         | 0,686         | 0,514   | 0,686         | 0,326   |

Физические константы раствора и воды, найденные по справочным материалам приведены выше в таблице 3.1, причем предварительно принято, что температура кипения раствора в первом корпусе равна 120, а во втором 80 °С.

Физико-химические температурные депрессии определяем по справочным материалам с соответствующей поправкой на давление; оцениваем гидростатические и гидравлические депрессии; все данные сведены в таблицу 3.2:

Таблица 3.2

### Величины депрессий, °С

| Род депрессии                | Корпус |      |
|------------------------------|--------|------|
|                              | I      | II   |
| Физико-химическая $\Delta_1$ | 3,8    | 23,3 |
| Гидростатическая $\Delta_2$  | 1      | 1,0  |
| Гидравлическая $\Delta_3$    | 1      | 0,5  |
| Суммарная $\sum \Delta$      | 5,8    | 24,8 |

Полная разность температур в установке

$$\Delta t' = t_{\text{н}} - \vartheta_2 = 158,1 - 54 = 104,1^\circ\text{C}$$

Полезная разность температур

$$\Delta t = \Delta t' - \sum \Delta = 104,1 - (5,8 + 24,8) = 73,5^\circ\text{C}$$

Согласно заданию оба корпуса должны иметь одинаковые поверхности нагрева. В соответствии с этим согласно формуле полезная разность температур распределяется между корпусами прямо пропорционально их тепловым нагрузкам и обратно пропорционально коэффициентам теплопередачи, т. е.

$$\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \frac{Q_2 k_1}{Q_1 k_2}$$

Тепловые нагрузки корпусов могут быть приняты пропорциональными количествами выпариваемой в них воды с поправкой в дальнейшем на явление самоиспарения и увеличение скрытой теплоты парообразования во втором корпусе. Таким образом,

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{w_2}{w_1} = \frac{0,335}{0,438} = 0,764.$$

Отношение коэффициентов теплопередачи по корпусам принимаем предварительно (по опытным данным)  $\frac{k_1}{k_2} \cong 2$ . Подставив эти значения, получим:

$$\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = 0,764 \cdot \frac{2}{1} = 1,53.$$

Так как полезная разность температур

$$\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 = 73,4^\circ\text{C},$$

то  $\Delta t_1 = \frac{73,4}{1+1,52} = 29^\circ\text{C}$  и  $\Delta t_2 = 73,4 - 29,1 = 44,4^\circ\text{C}$ .

На основе полученных результатов и данных, взятых из таблиц водяного пара, составляем таблицу 3.3 температур и энтальпий пара жидкости.

Таблица 3.3

### Температуры и энтальпии пара и жидкости

| Наименование параметров                         | Первый корпус |          | Второй корпус  |          |
|---|---------------|----------|----------------|----------|
|   | Обозначение   | Величина | Обозначение    | Величина |
| Температура, °С:                                |               |          |                |          |
| Греющего пара                                   | $t_n$         | 158,1    | $\vartheta'_1$ | 123,2    |
| Кипения раствора                                | $t_1$         | 129      | $t_2$          | 78,8     |
| Вторичного пара                                 | $\vartheta_1$ | 124,2    | $\vartheta_2$  | 54       |
| Конденсата                                      | $\tau_1$      | 158,1    | $\tau_2$       | 123,2    |
| Энтальпии пара, кДж/кг                          |               |          |                |          |
| Греющего  | $i'_1$        | 2750     | $i'_2$         | 2710     |
| Вторичного                                      | $i''_1$       | 2720     | $i''_2$        | 2590     |
| Теплота парообразования вторичного пара, кДж/кг | $r_1$         | 2170     | $r_2$          | 2360     |

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующего пара к стенке для первого корпуса по формуле:

$$\alpha_1 = \frac{1,35B'}{(\Delta tH)^{0,35}} = 1,35 \cdot \frac{16975}{(2,8 \cdot 3)^{0,35}} = 10764,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

Принятая высота трубок  $H=3$  м.

$$B' = 5700 + 56t_n + 0,09t_n^2 = 5700 + 56 \cdot 158 - 0,09 \cdot 158^2 = 16795;$$

$\Delta t = t_n - t_{ст}$  принимаемым равным  $2,8^\circ\text{C}$ , а затем проверим.

Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящей жидкости для первого корпуса определяем из формулы

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$$

$$\alpha = \frac{\lambda}{d} 0,023 (wd/\nu)^{0,8} (\nu/a)^{0,4}$$

$$(\alpha_2 = \frac{0,513}{0,032} 0,023 (1,5 \cdot 0,032 / 0,65 \cdot 10^{-6})^{0,8} (0,65 \cdot 10^{-6} \cdot 3,56 \cdot 1170 \cdot 3600 / 1,84)^{0,4} = 5619 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}))$$

Значения физических констант взяты из таблицы 3.1, причем  $\alpha$  рассчитаны как  $\frac{\lambda}{c\rho}$ .

Коэффициент теплопередачи для первого корпуса

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_{нак}}{\lambda_{нак}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{10765} + \frac{0,003}{58} + \frac{0,001}{1,163} + \frac{1}{5619}} = 846 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°C})$$

Проверяем принятую в расчете разность температур

$$\Delta t = t_n - t_{ст} = \frac{k\Delta t_1}{\alpha_1} = \frac{846 \cdot 29,1}{10764} = 2,28\text{°C}$$

Что незначительно отличается от принятого значения 2,8°С.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке для второго корпуса

$$\alpha_2 = \frac{1,35B'}{(\Delta tH)^{0,25}} = 1,35 \cdot \frac{16795}{(2,28 \cdot 3)^{0,25}} = 14017 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°C})$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящей жидкости

$$\alpha_2 = \frac{0,326}{0,032} 0,023(3 \cdot 0,032/10,2 \cdot 10^{-6})^{0,8}(10,2 \cdot 10^{-6} \cdot 2,62 \cdot 1238 \cdot 3600/1,17)^{0,4} \\ = 2249 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°C})$$

Коэффициент теплопередачи для первого корпуса

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_{нак}}{\lambda_{нак}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{10764} + \frac{0,003}{58} + \frac{0,002}{1,163} + \frac{1}{2249}} = 360 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°C})$$

Проверяем принятую разность температур

$$\Delta t = t_n - t_{ст} = \frac{k\Delta t_2}{\alpha_2} = \frac{360 \cdot 44,4}{14017} = 1,14\text{°C}$$

Расход греющего пара в первом корпусе на 1 кг неконцентрированного раствора определяем по формуле ниже, а коэффициенты  $X_2$ ,  $Y_2$  и  $Z_2$  вычисляем по:

$$d_1 = W_n - c_0 Y_n + (\varepsilon_1 - R)Z_1 + \varepsilon_2 Z_2 + \dots + \varepsilon_{n-1} Z_{n-1}.$$

Приняв  $\beta_1 = 0$ , поскольку  $t_0=t_1$  и  $\sigma_2=0$ , найдем

$$\beta_2 = \frac{t_1 - t_2}{t_2'' - c_b t_2} = \frac{129 - 78,8}{2580 - 4,19 \cdot 78,8} = 0,0223.$$

Тогда

$$X_2 = 2 - \beta_2 c_b = 2 - 0,0223 \cdot 4,19 = 1,907.$$

$$Y_2 = 2\beta_1 + \beta_2 = \beta_2 = 0,0223.$$

При этом расход пара в первом корпусе на 1 кг раствора составит:

$$d_1 = \frac{W_2 - c_0 Y_2 + \varepsilon_1 Z_2}{X_2} = \frac{0,7727 + 3,81 \cdot 0,0223 + 0,104 \cdot 1}{1,907} = 0,501 \text{ кг на 1 кг раствора}$$

Полный расход пара

$$D = C_0 d_1 = 2829 \cdot 0,501 = 1418 \text{ кг/ч.}$$

Уточняем количество выпаренной воды. Количество воды, выпаренной в первом корпусе на 1 кг раствора

$$w_1 = d_1 \alpha_1 + c_0 \beta_1,$$

Так как  $\alpha_1 = 1$  и  $\beta_1 = 0$ , то  $w_1 = d_1 = 0,501$  кг и количество выпаренной воды

$$W'_1 = 0,501 \cdot 2829 = 1418 \text{ кг/ч}$$

Количество воды, выпаренной во втором корпусе,

$$w_2 = w_1 - \varepsilon + (c_0 - c_B w_1) \beta_2 = 0,501 - 0,104 + (3,81 - 4,187 \cdot 0,501) \cdot 0,0223 = 0,436 \text{ кг на 1 кг раствора, } w_2' = w_2 G_0 = 0,463 \cdot 2829 = 1233 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество воды, выпаренной во всей установке

$$w_{II} = W'_1 + W'_2 = 1418 + 1233,7 = 2652 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Расхождение с предварительно найденным количеством выпариваемой воды  $2829 - 2652 = 177$  кг/ч составляет всего около 6%. Проверяем количества тепла, переданные в отдельных корпусах.

В первом корпусе

$$q_1 = d_1 r_0 = 0,501 \cdot 2085 = 1045 \text{ кДж на 1 кг раствора.}$$

Во втором корпусе

$$q_2 = (w_1 - \varepsilon_1) r = (0,501 - 0,104) 2180 = 862,9 \text{ кДж на 1 кг раствора.}$$

Отношение полученных количеств тепла

$$\frac{q_2}{q_1} = \frac{862,9}{1045} = 0,826.$$

В предварительном расчете это отношение было принято равным 0,765. Таким образом, расхождение невелико. Проверяем концентрации раствора в первом корпусе:

$$b_1 = \frac{b_0}{1 - w_1} = \frac{20}{1 - 0,501} = 35,6 < 35,6\%.$$

Во втором корпусе

$$b_2 = \frac{b_0}{1 - (w_1 + w_2)} = \frac{20}{1 - 0,772} = 88 < 88\%.$$

Так как расхождение полученных величин с ранее принятыми незначительное, то пересчета не делаем.

Поверхность нагрева выпарных аппаратов первого корпуса

$$F_1 = \frac{Q_1}{k_1 \Delta t_1} = \frac{1045 \cdot 2828}{845 \cdot 29,1} \cdot \frac{1000}{3600} = 33,4 \text{ м}^2.$$

Второго корпуса

$$F_2 = \frac{Q_2}{k_2 \Delta t_2} = \frac{862 \cdot 2828}{360 \cdot 44,4} \cdot \frac{1000}{3600} = 42,4 \text{ м}^2.$$

**Задача 3.** В выпарной аппарат периодического действия подано  $G_1 = 2000$  кг раствора с начальной концентрацией  $b_1 = 0,05$  кг/кг при температуре  $t_0 = 20^\circ\text{C}$ . Начальная теплоемкость раствора  $c_1 = 3,9$  кДж/(кг · °C). Аппарат имеет поверхность нагрева  $F = 40$  м<sup>2</sup> и работает под вакуумом с  $p_k = 0,147 \cdot 10^5$  (0,15 кг/см<sup>2</sup>). Начальная температура кипения раствора  $t_1 = 55$  °C. Конечная концентрация раствора  $b_1 = 0,5$  кг/кг.

Аппарат обогревается насыщенным водяным паром с температурой  $t_H = 120^\circ\text{C}$ .

Требуется определить: продолжительность нагрева раствора  $\tau_1$  от  $t_0 = 20$  до  $t_1 = 55^\circ\text{C}$  при коэффициенте теплопередачи  $k_1 = 350$  Вт/(м<sup>2</sup> · °C); продолжительность выпаривания раствора

$\tau_2$  от  $b_1=0,05$  до  $b_2=0,5$  кг/кг; полный расход греющего пара  $D$ ; расход тепла на подогрев и выпаривание. Расчет выполнить для варианта постоянного уровня раствора в аппарате. Раствором является глицериновая вода. Данные по теплофизическим свойствам вещества в приложении 3.

**Варианты:**

| 1  | 2  | 3  | 4  | 5  | 6  | 7  | 8  | 9  | 10   |
|--|--|--|--|--|--|--|--|--|--|
| Глицериновая вода, 10%; $t_n=130^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 20%; $t_n=140^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 30%; $t_n=150^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 40%; $t_n=160^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 50%; $t_n=170^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 60%; $t_n=180^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 70%; $t_n=190^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 10%; $t_n=200^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 20%; $t_n=130^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 30%; $t_n=140^\circ$<br>С |

| 11   | 12   | 13   | 14   | 15   | 16   | 17   | 18   | 19   | 20   |
|--|--|--|--|--|--|--|--|--|--|
| Глицериновая вода, 40%; $t_n=150^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 50%; $t_n=160^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 60%; $t_n=170^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 70%; $t_n=180^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 10%; $t_n=135^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 20%; $t_n=145^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 30%; $t_n=155^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 40%; $t_n=165^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 50%; $t_n=175^\circ$<br>С | Глицериновая вода, 60%; $t_n=185^\circ$<br>С |

**Решение:**

Исходя из условия постоянства объема раствора при выпаривании, определим количество слабого раствора в начальный момент:

$$V = \text{const} = G_2 / \rho_2 = G_1 / \rho_1$$

Откуда  $G_2 = G_1 \frac{\rho_2}{\rho_1} = 2000 \cdot \frac{1225}{1010} = 2425$  кг, где  $\rho_1$  и  $\rho_2$  – плотности раствора в начале и в

конце выпаривания

$$V = 2000 / 1010 = 1,98 \text{ м}^3$$

Расходы тепла и пара на нагрев раствора до кипения будут равны:

$$Q_1 = G_1 c_1 (t_1 - t_2) = 2000 \cdot 3,9 (55 - 20) = 273000 \text{ кДж};$$

$$D_1 = \frac{Q_1}{i_1 - i_n} = \frac{273000}{2705 - 504} = 124 \text{ кг.}$$

где  $i_1, i_n$  – энтальпии пара и воды на кривой насыщения по ENEKcalc F( $t_n$ ).

Время нагрева раствора до температуры кипения находим по формуле:

$$\tau_1 = \frac{G_1 c_1}{k_1 F} \ln \frac{t_n - t_0}{t_n - t_1} = \frac{2000 \cdot 3,9 \cdot 1000}{350 \cdot 40 \cdot 3600} \ln \frac{120 - 20}{120 - 55} = 0,064 \text{ ч.}$$

Расход тепла на выпаривание раствора при постоянном уровне определяем из уравнения:

$$Q_2 = V \left[ \frac{i - I_0}{b_1} (b_2 \rho_2 - b_1 \rho_1) - i (\rho_2 - \rho_1) + (\rho_2 I_2 - \rho_1 I_1) \right]$$

$$Q_2 = 1,98 \left[ \frac{2700 - 210}{0,05} (0,5 \cdot 1225 - 0,05 \cdot 1010) - 2700 (1225 - 1010) + (1225 \cdot 322 - 1010 \cdot 210) \right] = 52 \cdot 10^6 \text{ кДж.}$$

Расход греющего пара

$$D_2 = \frac{Q_2}{i'' - i'} = \frac{52 \cdot 10^6}{2705 - 504} = 23756 \text{ кг.}$$

Полные расходы тепла и пара на нагрев и выпаривание раствора составят:

$$Q = 273000 + 52 \cdot 10^6 \approx 52,6 \cdot 10^6 \text{ кДж}$$

$$D = 124 + 23756 = 23880 \text{ кг}$$

Время выпаривания раствора определится из уравнения

$$\tau_2 = \frac{1}{F} \int_0^Q \frac{dQ}{k_2(t_H - t_p)}$$

После чего составляется вспомогательная таблица

Таблица 3.4

**Величины для определения времени выпаривания раствора**

|   |       |      |       |      |      |      |
|---|-------|------|-------|------|------|------|
| b, кг/кг  | 0,05  | 0,1  | 0,2   | 0,3  | 0,4  | 0,5  |
| J, кДж/кг   | 210   | 214  | 218   | 230  | 284  | 322  |
| $\rho$ , кг/м <sup>3</sup>  | 1010  | 1030 | 1080  | 1125 | 1175 | 1225 |
| k, Вт/( м <sup>2</sup> · °С)  | 2150  | 1750 | 1130  | 745  | 490  | 280  |
| i-I, кДж/кг   | 2390  | 2380 | 2370  | 2360 | 2330 | 2270 |
| t <sub>p</sub> , °С   | 55    | 56   | 60    | 67   | 76   | 95   |
| t <sub>H</sub> -t <sub>p</sub> , °С                                     | 65    | 64   | 60    | 53   | 44   | 25   |
| Q · 10 <sup>-6</sup> , кДж  | 0,273 | 5,1  | 15,6  | 27   | 44,3 | 53,3 |
| 10 <sup>6</sup> /k(t <sub>H</sub> - t <sub>p</sub> ), м <sup>3</sup> /ч | 7,15  | 8,9  | 14,75 | 25,3 | 46,5 | 143  |

Значение физических констант раствора берем по справочнику.

По величинам таблицы 3.4 зависимость

$$\frac{10^6}{k_2(t_H - t_p)} = f(Q)$$

Умножив полусумму ординат полученной кривой на соответствующей отрезок абсциссы и последовательно суммируя площадки, построим на рисунке кривую, характеризующую

$$F_{\tau_2} = \int_{0,273}^{53,3} \frac{dQ}{k_2(t_H - t_p)},$$

Имеющую максимальное значение 570 м<sup>2</sup> · ч.

Пример суммирования (рис. 3.3):

$$\frac{7,15 + 8,9}{2} (5,1 - 0,273) \frac{1000}{3600} + \dots \approx 518 \text{ м}^2 \cdot \text{ч.}$$

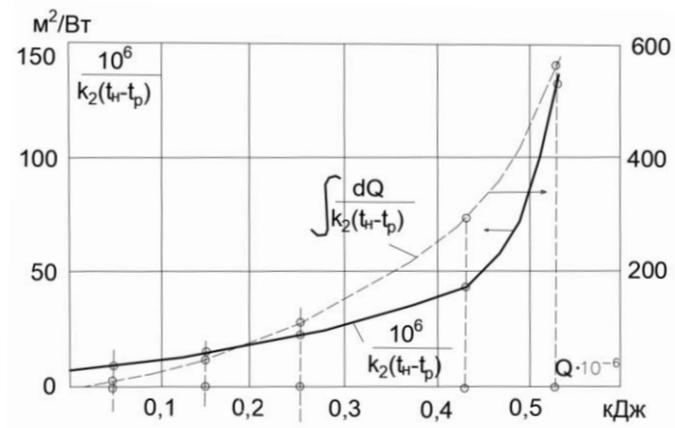


Рис. 3.3. График к задаче 3

Время выпаривания

$$\tau_2 = \frac{518}{40} = 12,95 \text{ ч.}$$

Полное время нагрева и выпаривания

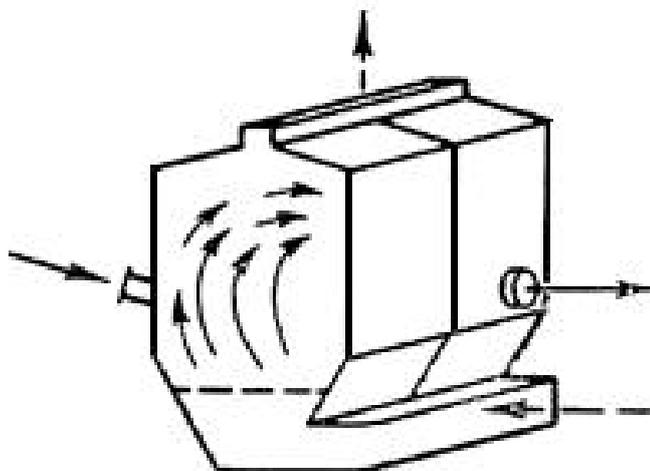
$$\tau = 0,067 + 12,95 \approx 13,02 \text{ ч.}$$

## ВОПРОСЫ ДЛЯ ЗАЩИТЫ ПО ТЕМЕ «ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ»

1. Каковы основные положения теории выпаривания? Что такое температурные напоры и депрессии?
2. Каково назначение процессов выпаривания?
3. Перечислите виды температурной депрессии раствора. Какова зависимость ее величины от параметров и концентрации раствора?
4. Приведите схемы выпарных установок и их классификацию.
5. Каково распределение температурного напора по корпусам выпарной установки?
6. Опишите материальный баланс на примере двухкорпусной выпарной установки.
7. Какие преимущества имеет применение вакуума в выпарных установках?
8. Опишите тепловой баланс выпарной установки. Приведите основные расчетные формулы.
9. Как определяются тепловая мощность выпарной установки и необходимый расход пара?
10. Расскажите об определении поверхности теплообмена выпарной установки и конструкции аппарата.

**БЛОК ТЕСТОВЫХ ЗАДАНИЙ**  
**КО ВСЕМУ КУРСУ ДИСЦИПЛИНЫ РАЗДЕЛ «СУШИЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ»**

1. Сколько камер в данной сушильной установке?



(<http://engeneer.ru/gost-28115-89>)

- A. 1;
- B. 2;
- C. 3;
- D. 4.

2. Использование быстрого процесса сушки в сушилках небольшого объема может привести к ... [10]

- A. Разрушению твердого продукта за счет слишком быстрого сжатия;
- B. Качественному подсушиванию материала;
- C. Увлажнению подсушиваемого материала;
- D. Выдуванию объекта из зоны подсушки.

3. Скорость сушки [10] равна ...

- A. Количеству влаги на 1 кг влажного воздуха;
- B. Количеству пара в килограммах, удаляемого с квадратного метра материала за секунду;
- C. Количеству влаги, удаляемой при перепаде температур на 1 К;
- D. Поверхности, осущаемой сухим воздухом в единицу времени.

4. Какую область на диаграмме Моллье можно отнести к влажному воздуху в состоянии тумана [10]?

- A. В точке температуры мокрого термометра;
- B. Над кривой относительной влажности равной 100 %;
- C. Под кривой относительной влажности равной 100 %;
- D. На линии изоэнтальпии 0 кДж/кг.

5. В какой из ниже перечисленных сушилок уже диапазон расхода энергии на изменение энтальпии материала и потери [10]?

- A. Туннельная;
- B. Ротационная;
- C. С пневматическим слоем;
- D. Распылительная.

6. В каком смысле применима сорбция к процессу сушки материалов [12]?

- A. Сорбция описывает количество влаги, которое может воспринять на себя твердый объект сушки;
- B. Сорбция характеризует впитывающую способность конвейерной ленты на сушилке;
- C. Сорбция описывает качество процесса сушки;
- D. Без сорбционных материалов сушка невозможно.

7. Какая связь влаги с веществом описана далее: вызывается дисперсионными, электростатическими и индукционными силами. Вследствие энергетическо ненасыщенности поверхностных молекул и ионов твердого тела на его поверхности образуется слой влаги, сильно связанный с поверхностью материала [12].

- A. Осмотическая связь;
- B. Капиллярная связь;
- C. Адсорбционная связь;
- D. Химическая связь.

8. Какая связь воды с высушиваемым веществом возможна только в растворах [12]?

- A. Осмотическая связь;
- B. Физико-механическая связь;
- C. Адсорбционная связь;
- D. Химическая связь.

9. Какие материалы после просушки становятся хрупкими и в высушенном состоянии легко превращаются в порошок [12]?

- A. Коллоидные;
- B. Капиллярно-пористые;
- C. Капиллярно-пористые коллоидные.

10. В каком случае будет достигнуто состояние равновесной влажности вещества?

- A. Когда давление пара жидкости в материале  $p_m$  больше, чем давление пара в газовом потоке  $p_p$ , обдувающим материал;
- B. Когда давление пара жидкости в материале  $p_m$  меньше, чем давление пара в газовом потоке  $p_p$ , обдувающим материал;

С. Когда давление пара жидкости в материале  $p_m$  равняется давлению пара в газовом потоке  $p_p$ , обдувающем материал;

Д. Не зависит от ранее упомянутых в вопросе параметров.

11. Какой из процессов соответствует из нижеперечисленных сушке [12]?

А.  $p_p > p_m$ ;

В.  $p_p < p_m$ ;

С.  $p_p = p_m$ .

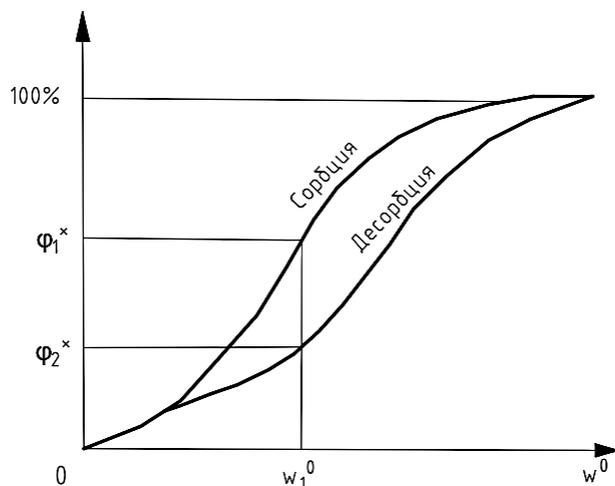
12. Как называется область, когда давление паров жидкости в материале не зависит от влажности материала и равно давлению насыщения свободной жидкости при температуре материала?

А. Область влажного состояния;

В. Область гигроскопического состояния;

С. Область несвязанной влаги.

13. Как называется явление, которое на кривых сорбции-десорбции характеризуется достижением одного и того же равновесного влагосодержания, при котором относительная влажность газа при увлажнении материала будет больше, чем при сушке?



А. Дегидратации;

В. Гистерезиса;

С. Дефлаграции;

Д. Десорбции.

14. На каком участке диаграммы  $\varphi=f(w^0)$  жидкость поглощается без выделения теплоты, и эта жидкость в основном является капиллярной.

А. 0-50%;

В. 90-100%;

С. 10-90%;

Д. 0-10%.

15. Если процесс, происходящий на H-d диаграмме (диаграмм Рамзина), адиабатный, то он будет идти по ...

- A. Изобаре;
- B. Изотерме;
- C. Изоэнтальпии;
- D. При постоянном влагосодержании.

16. Что происходит с влажным воздухом в калорифере при повышении его температуры?

- A. Относительная влажность не изменяется, влагосодержание падает;
- B. Относительная влажность падает, влагосодержание не изменяется;
- C. Относительная влажность увеличивается, влагосодержание падает;
- D. Относительная влажность не изменяется, влагосодержание увеличивается;

17. Какая часть H-d диаграммы относится к пересыщенному водяным паром влажному воздуху?

- A. Над линией  $\varphi = 100\%$ ;
- B. Под линией  $\varphi = 100\%$ ;
- C. Слева от изоэнтальпии  $H=100$  кДж/кг;
- D. Выше изотермы  $20^\circ\text{C}$ .

18. Какой теплоносителя чаще всего используют при контактной сушке?

- A. Насыщенный водяной пар;
- B. Сухой воздух;
- C. Горючие газы;
- D. Адсорбент.

19. Какой классификации промышленных сушильных установок по способу подвода теплоты к материалу не существует?

- A. Конвективные;
- B. Кондуктивные;
- C. Электромагнитные;
- D. Барабанные.

20. Какой классификации сушильных установок по направлению движения сушильного агента не существует?

- A. Прямоточные;
- B. Противоточные;
- C. Однозонные;
- D. Реверсивные.

21. Воздух, как сушильный агент в конвективных сушильных установках, применяют когда температура сушильного агента не превышает ... градусов Цельсия.

- A. 500;
- B. 600;
- C. 700;
- D. 800.

22. Каков результат расчета материального баланса сушильной установки?

- A. Количество влаги, которое ушло из установки;
- B. Температура на выходе сушильного агента;
- C. Температура высушенного материала;
- D. Оценка конечной относительной влажности сушильного агента.

23. Что не включает в себя приходная часть теплового баланса в сушильной установке?

- A. Теплоту, подведенную к сушильному агенту в генераторе теплоты;
- B. Физическую теплоту, вносимую влагой, испаряемой с материала;
- C. Расход теплоты на нагрев транзитной части влаги и сухой массы сушеного материала;
- D. Дополнительные тепловыделения в сушилке (теповыделения за счет дополнительных экзотермических реакций).

24. Потери теплоты через стенки сушилки не зависят от ...

- A. Толщины стенки;
- B. Площади теплопередающей поверхности;
- C. Влагосодержания сушильного агента;
- D. Среднелогарифмического температурного напора.

25. После достижения материалом равновесного влагосодержания скорость сушки равняется ...

- A. 0;
- B. Максимально достижимому у скорости значению;
- C. Критической скорости;
- D. 1

26. От чего не зависит критическое влагосодержание при конвективной сушке?

- A. От вида материала;
- B. От размера материала;
- C. От режимных параметров сушки;
- D. От толщины, подающей материал, решетки.

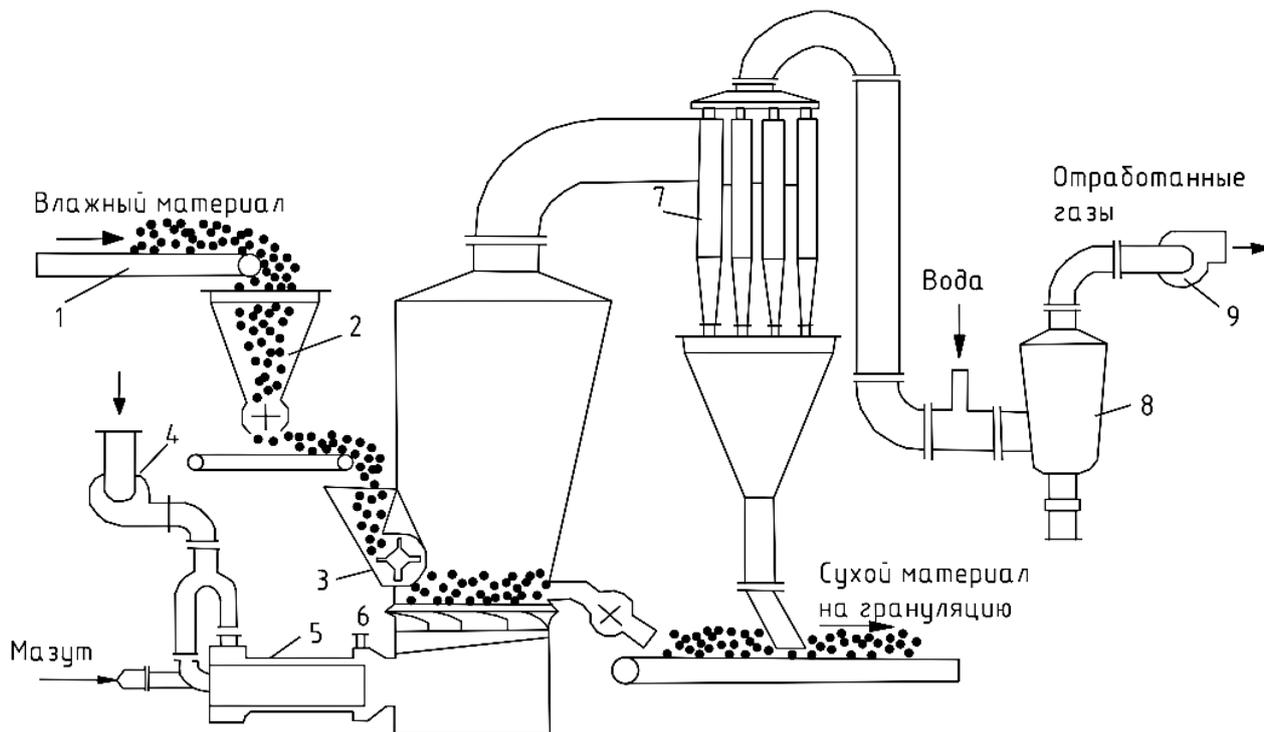
27. Для сушки жидкотекучих материалов не используют ...

- A. Конвективные сушилки;
- B. Вальцовые сушилки;
- C. Вакуум-распылительные сушилки;
- D. Сушилки со слоем инертного твердого носителя.

28. У какой из нижеперечисленных сушилок минимальная производительность по испаренной влаге, кг/ч?

- A. Распылительная сушилка с центробежно-дисковым распылом с нижним подводом сушильного агента и коническим днищем;
- B. Распределительная сушилка с центробежно-дисковым распылом с верхним подводом сушильного агента с коническим днищем;
- C. Распределительная сушилка с центробежно-дисковым распылом с верхним подводом с верхним подводом сушильного агента и плоским днищем;
- D. Распределительная сушилка с форсуночным распылом с верхним подводом сушильного агента и конусным днищем.

20. Что в данной схеме обозначено под цифрой 2?



- A. Траспортер;
- B. Мельница;
- C. Дозатор;
- D. Циклон.

30. Какие материалы обычно высушивает сушилка с кипящим слоем периодического действия?

- A. Карбоксиметилцеллюлоза;
- B. Культура плесневого гриба;
- C. Пастообразные и комкующиеся материалы малотоннажных производств химических реактивов;
- D. Фармпрепараты.

31. Какие сушилки используют для сушки ниток и пряжи?

- A. Замкнутые периодические конвективные сушилки под давлением;
- B. Вихревая сушилка;
- C. Комбинированная циклонная сушилка;
- D. Сушилка с кипящим слоем.

32. Что не включают в себя циркуляционный контур замкнутых периодических конвективных сушилок под давлением?

- A. Сушильный котел;
- B. Печь;
- C. Подогреватель рекуперативного типа;
- D. Сепаратор.

33. Интенсивность испарения жидкости со свободной поверхности при стационарном режиме не зависит от ....

- A. Количества испаренной жидкости;
- B. Поверхности испарения;
- C. Коэффициента Больцмана;
- D. Парциального давления диффундирующего вещества над жидкой (твердой) поверхностью.

34. Как называется скорость, которая соответствует началу удаления из материала связанной или гигроскопической влаги?

- A. Критическая;
- B. Равновесная;
- C. Максимальная;
- D. Переходная.

**БЛОК ТЕСТОВЫХ ЗАДАНИЙ КО ВСЕМУ КУРСУ ДИСЦИПЛИНЫ РАЗДЕЛ  
«ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ»**

35. Воздухоразделительные установки работают непременно в условиях ...

- А. Низких температур;
- В. Высоких температур;
- С. Вакуумного давления.

36. При понижении температуры ударная вязкость углеродистых и низколегированных сталей ....

- А. Увеличивается;
- В. Не изменяется;
- С. Уменьшается.

37. Ниже какой температуры не применимо использование низколегированных и углеродистых сталей в виде материала воздухоразделительных установок?

- А. 273 К;
- В. 230 К;
- С. 250 К;
- Д. 200 К.

38. До какого максимального значения воздух подогревается водой, чтобы во время отогрева не нарушалась плотность внутриблочных коммуникаций?

- А. 173 К;
- В. 273 К;
- С. 373 К;
- Д. 473 К.

39. К каким установкам можно отнести теплообменники в воздухоразделительных аппаратах?

- А. Смесительные;
- В. Регенеративные;
- С. Рекуперативные.

40. Что происходит в выносном конденсаторе ВРУ?

- А. Жидкий кислород испаряется вследствие конденсации газообразного азота;
- В. Кислород конденсируется на поверхности конденсатора;
- С. В выносном конденсаторе испаряется азот.

41. Какой части нет в переохладителе-подогревателе ВРУ?

- A. Подогреватель азота;
- B. Переохладитель жидкого обогащенного воздуха;
- C. Переохладитель жидкого азота;
- D. Переохладитель кислорода.

42. Что находится на рис под обозначением 9?

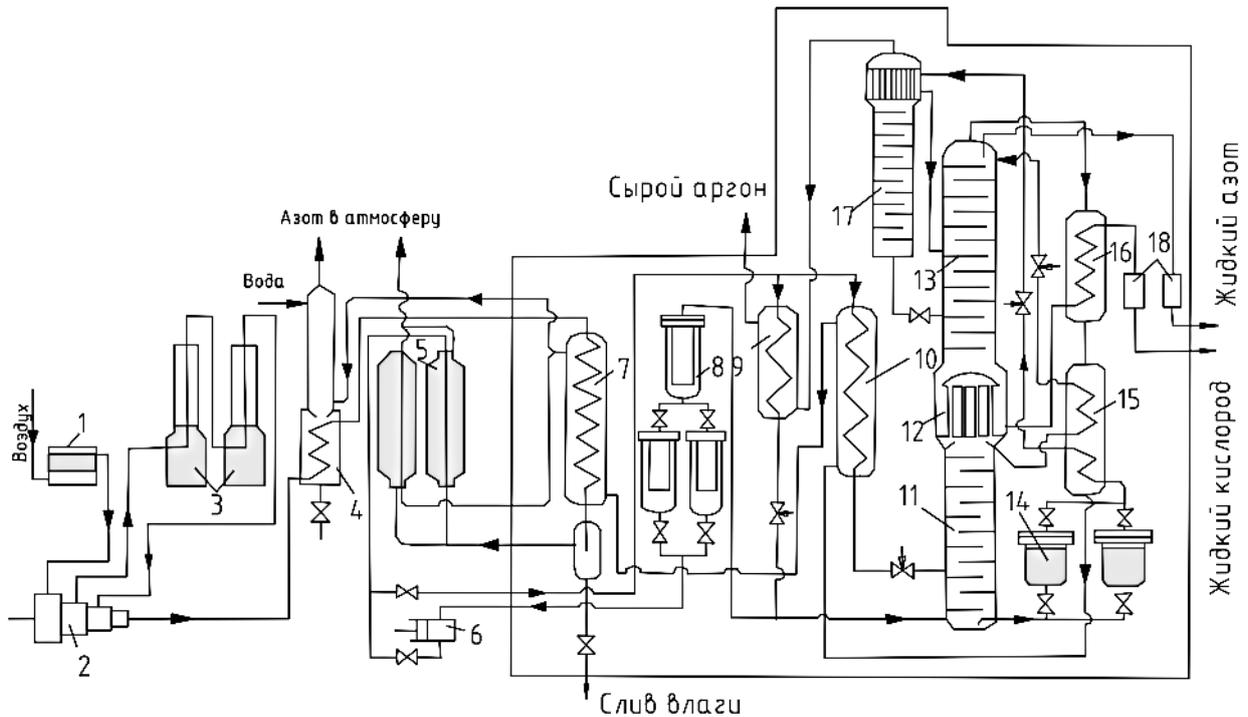


Рис. Схема установки жидкого кислорода КЖ-1Ар

- A. Теплообменник сырого азота;
- B. Теплообменник-ожижитель;
- C. Верхняя ректификационная колонна;
- D. Переохладитель жидкого кислорода;
- E. Теплообменник сырого аргона.

43. Что находится на рис под обозначением 16?

- A. Теплообменник сырого азота;
- B. Теплообменник-ожижитель;
- C. Верхняя ректификационная колонна;
- D. Переохладитель жидкого кислорода;
- E. Теплообменник сырого аргона.

44. Что находится на рис под обозначением 13?

- A. Теплообменник сырого азота;
- B. Теплообменник-ожижитель;
- C. Верхняя ректификационная колонна;
- D. Переохладитель жидкого кислорода;
- E. Теплообменник сырого аргона.

45. На сколько частей делится воздух после осушки в установке КЖ-1Ар?

- A. 2;
- B. 3;
- C. 4;
- D. 5.

46. Какая из этих кислородных установок используется в основном на заводах черной и цветной металлургии для интенсификации технологических процессов и огневой обработки металлов?

- A. БР-5М;
- B. КЖ-1АР;
- C. БР-14;
- D. КГН030Т.

47. Что в аббревиатуре БР-5М обозначает цифра 5?

- A. Давление технического кислорода в Мн/м<sup>2</sup>;
- B. Давление продукта разделения – технологического кислорода в кг/м<sup>2</sup>;
- C. Количество перерабатываемого воздуха в м<sup>3</sup>/с;
- D. Концентрация азота на выходе, в %.

48. В каком из аппаратов большее количество ректификационных тарелок?

- A. Верхняя ректификационная колонна;
- B. Нижняя ректификационная колонна;
- C. Колонна технического кислорода.

49. Что позволяет сделать азотная «петля»?

- A. Позволяет уменьшить разность температур на холодном конце азотных регенераторов до 5-7°К;
- B. Позволяет увеличить разность температур на холодном конце азотных регенераторов до 5-7°К;
- C. Позволяет уменьшить разность температур на холодном конце азотных регенераторов до 10-12°К;
- D. Позволяет увеличить разность температур на холодном конце азотных регенераторов до 10-12°К.

50. Каким образом сырой аргон не очищается от кислорода?

- A. Метод каталитического гидрирования кислорода;
- B. С использованием меди при высоких температурах;
- C. Метод низкотемпературной ректификации;
- D. Метод высокотемпературной ректификации.

51. С ростом линейной скорости вещества в контактном аппарате коэффициент массоотдачи ...

- A. Увеличивается;
- B. Уменьшается;
- C. Не изменяется.

52. Какой из способов получения кислорода является самым дешевым?

- A. Газовый баллон;
- B. Жидкий O<sub>2</sub> в «дьюарах»;
- C. КБА напорного типа;
- D. Низкотемпературное разделение.

53. Как называется массообменный процесс избирательного поглощения компонента газовой фазы жидким поглотителем?

- A. Адсорбция;
- B. Абсорбция;
- C. Десорбция;
- D. Хемосорбция.

54. От чего не зависит степень поглощения газа жидкостью?

- A. От физико-химических свойств сорбата и абсорбента;
- B. От температуры в системе;
- C. От давления в системе;
- D. От теплового излучения и конвекции в системе

55. Что является движущей силой процесса адсорбции?

- A. Разность парциальных давлений поглощаемого газа в газовой смеси и его равновесной концентрации на поверхности адсорбента;
- B. Разность теплоемкостей поглощаемого газа в газовой смеси и его равновесной концентрации на поверхности адсорбента;
- C. Разность парциальных давлений поглощаемого газа в газовой смеси и его равновесной концентрации на поверхности абсорбента.

56. Количество адсорбата, поглощенного единицей массы адсорбента до полного его насыщения, выражаемой в кг/кг называют ...

- A. Движущей силой процесса адсорбции;
- B. Поглощительной способностью адсорбента;
- C. Удельной поверхностью адсорбента;
- D. Вытеснительной десорбцией.

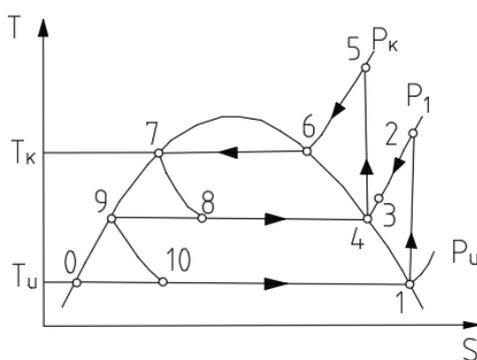
57. Закон ... гласит, что парциальное давление компонента в паровой фазе над раствором пропорционально упругости насыщенных паров и мольной концентрации растворенного компонента в растворе.

- A. Дальтона;
- B. Фурье;
- C. Рауля;
- D. Генри.

58. Как называют показатель, учитывающий сколько кмоль флегмы возвращается в колонну на орешение по отношению к одному киломолю отводимого дистиллята?

- A. Флегмовое число;
- B. Число питания;
- C. Число рециркуляции.

59. Какой цикл приведен на изображении?



- A. Цикл одноступенчатой парокompрессорной холодильной установки;
- B. Цикл холодильной установки двухступенчатого сжатия с диаграммой хода вещества;
- C. Цикл двухкаскадной холодильной установки;
- D. Цикл Линде.

60. Какой из перечисленных ниже циклов является более экономичный в энергетическом соотношении?

- A. Регенеративный цикл при дросселировании газа двух давлений;
- B. Простой регенеративный цикл высокого давления;
- C. Цикл каскадной холодильной установки;
- D. Цикл двухступенчатого сжатия.

61. Выберите из нижеприведенных аббревиатур соответствующей описанию: установка высокого давления для получения жидкого и чистого газообразного азота, жидкого и газообразного технического кислорода, чистого аргона и неонгелиевой смеси.

- A. АК-0,135;
- В. АжКжКАААрж-2;
- С. КААр-15;
- D. КА-5.

62. Про установки с каким давлением идет речь: обеспечивают получение от трех до семи продуктов разделения воздуха различной чистоты, при этом предусмотрена возможность изменения режима работы установок и изменение производительности по получаемым сжиженным продуктам?

- A. Низкого давления;
- В. Среднего давления;
- С. Высокого давления;
- D. Сверхкритического давления.

63. Про установки с каким давлением идет речь: это установки малой производительности, они используют поршневые многоступенчатые компрессоры, в которых воздух сжимают до 10-20 МПа в зависимости от режима работы по получаемым продуктам, необходимая холодопроизводительность цикла для работы установки обеспечивается расширением части сжатого воздуха в поршневом детандере.

- A. Низкого давления;
- В. Среднего давления;
- С. Высокого давления;
- D. Сверхкритического давления.

64. С увеличением давления в ректификационной системе с увеличением давления повышается температура кипения смеси в целом и ее отдельных компонентов, одновременно в паровой и жидкой фазе ... содержание компонентов, следовательно процесс ректификации жидкого воздуха целесообразно проводить при пониженном давлении.

- A. Увеличивается;
- В. Уменьшается;
- С. Не изменяется

65. Какой вид потока организуется в ректификационной колонне?

- A. Прямоток;
- В. Противоток;
- С. Перекрестный ток.

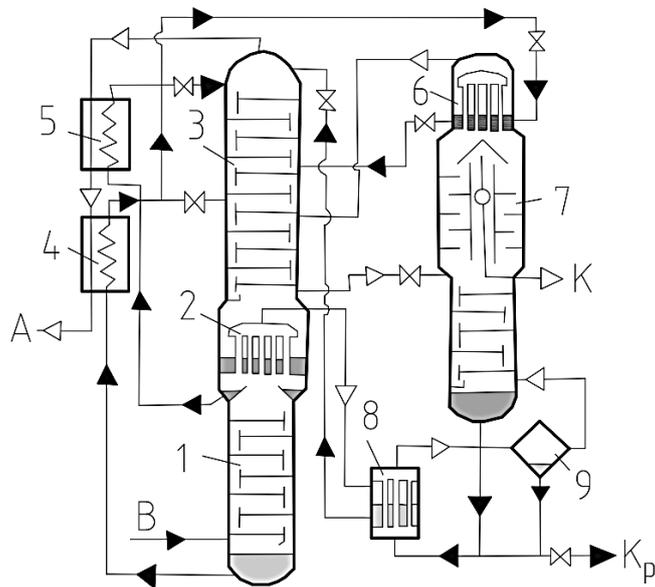
66. При какой температуре кипит жидкость на тарелке в ректификационной колонне?

- A. -193 С;
- В. -273 С;

C. 273 К;

D. 193 К.

67. Какие продукты нельзя получить в этой схеме?



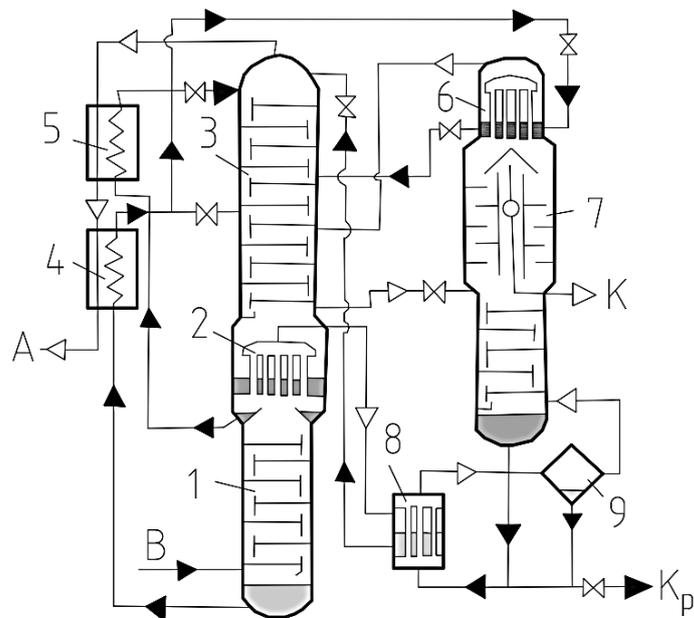
A. Азот;

B. Кислород;

C. Аргон;

D. Криптоно-ксеноновый концентрат.

68. Что в схеме обозначено цифрой 8?



A. Теплообменник-испаритель;

B. Конденсатор;

C. Влагоотделитель;

D. Колонна криптоновая.

**БЛОК ТЕСТОВЫХ ЗАДАНИЙ КО ВСЕМУ КУРСУ ДИСЦИПЛИНЫ РАЗДЕЛ  
«ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ»**

69. При испарении паров, концентрация выпариваемого раствора ...

- A. Уменьшается;
- B. Увеличивается;
- C. Не изменяется.

70. В качестве теплоносителя в выпарных аппаратах используют ...

- A. Насыщенный водяной пар;
- B. Горючие газы;
- C. Влажный воздух;
- D. Сухой воздух

71. Что отсутствует в конструкции выпарного аппарата?

- A. Греющая камера (кипятильник);
- B. Сепаратор;
- C. Брызгоуловители;
- D. Фильтр.

72. Что является недостатком выпаривания под вакуумом?

- A. Снижение температуры кипения раствора;
- B. Повышение полезной разности температур;
- C. Снижение поверхности теплопередачи;
- D. Наличие дополнительного оборудования для создания необходимых условий массообмена.

73. Как называется пар, отбираемый из выпарной установки для других нужд? (возможно несколько вариантов ответа)

- A. Экстра-пар;
- B. Вторичный;
- C. Первичный;
- D. Соковый.

74. Найдите синоним «температурной депрессии» из нижеперечисленных.

- A. Температурные потери;
- B. Температурные подводы;
- C. Температурный гистерезис.

75. От чего не зависит температурная депрессия?

- A. Температура кипения чистого растворителя;
- B. Теплота испарения чистого растворителя при данном давлении;
- C. Поверхности теплообменного аппарата.

76. Чем плохи прямоточные многокорпусные выпарные установки?

- A. Нет насосов для перекачки кипящих растворов;
- B. Давление в каждом последующем корпусе ниже, чем в предыдущем;
- C. Теплота, которая выделяется при охлаждении раствора до температуры кипения в последующем корпусе идет на доп. испарение растворителя из этого же раствора;
- D. Понижение температуры кипения от корпуса к корпусу.

77. Какое оборудование используют для перемещения греющего пара, если температурная депрессия составляет 10-15°C и у аппарата невысокая полезная разность температур?

- A. Пароструйное оборудование;
- B. Компрессор;
- C. Насос;
- D. Эжектор.

78. Какими по принципу движения теплоносителей выполняют пленочные выпарные аппараты?

- A. Противоточные;
- B. Прямоточные;
- C. Реверсивные;
- D. Перекрестный ток.

79. Какой вид теплообмена реализуется в барботажном выпарном аппарате?

- A. Контактный;
- B. Поверхностный;
- C. Регенерация.

80. Чем меньше концентрация раствора, тем депрессия ...

- A. Больше;
- B. Меньше;
- C. Стремится к 0;
- D. Стремится к бесконечности.

81. С повышением концентрации раствора, его теплоемкость ..., теплопроводность ..., плотность ...

- A. Теплоемкость и теплопроводность уменьшаются, плотность увеличивается;
- B. Плотность уменьшается, теплоемкость и теплопроводность увеличиваются;
- C. Теплоемкость уменьшается, плотность и теплопроводность увеличиваются;
- D. Теплопроводность уменьшается, плотность и теплоемкость увеличиваются.

82. Каких групп выпарных аппаратов с паровым обогревом не существует?

- A. С естественной циркуляцией раствора;
- B. С принудительной циркуляцией раствора;
- C. Пленочные аппараты;
- D. Выпарные аппараты вакуумного типа.

83. Для выпарки чистых некристаллизирующихся растворов и растворов, чувствительных к высоким температурам, получили применение ...

- A. С естественной циркуляцией раствора;
- B. С принудительной циркуляцией раствора;
- C. Пленочные аппараты.

84. Какую длину труб имеют пленочные аппараты для получения максимального эффекта от процесса кипения?

- A. 6-8 м;
- B. 1-2 м;
- C. 3-10 м;
- D. 0,5-1,5 м.

85. Какие выпарные аппараты используются для нагрева и выпаривания до высоких концентраций растворов серной, соляной, фосфорной и других химически агрессивных кислот, а также растворов мирабилита, хлористого магния, хлористого кальция, сульфата алюминия, медного и железного купоросов и других солей?

- A. Пленочные аппараты;
- B. Аппараты с принудительной циркуляцией раствора;
- C. Аппараты с погружным горением;
- D. Аппараты с естественной циркуляцией раствора.

86. от чего не зависит кратность циркуляции раствора?

- A. От количества раствора;
- B. От паропроизводительности выпарного аппарата;
- C. От диаметра выпарных труб;
- D. От площади кипяtilьных труб.

87. Какие скорости рекомендуется иметь в аппаратах с принудительно циркулирующей раствором, чтобы при упаривании раствора происходило кристаллообразование?

- A. Не менее 2,5 м/с;
- B. Не менее 3,5 м/с;
- C. Менее 2,5 м/с;
- D. более 5 м/с.

88. Предусмотрена ли циркуляция раствора в выпарных аппаратах пленочного типа с длинными трубками?

- A. Да, предусмотрена периодическая;
- B. Да, предусмотрена непрерывная;
- C. Не предусмотрена.

89. За счет чего достигают увеличения скорости движения парожидкостной эмульсии и уменьшения средней толщины пленки раствора?

- A. За счет увеличения длины трубы;
- B. За счет излишнего подогрева раствора;
- C. За счет того, что в пар подается сверхкритических параметров.

90. Что может быть следствием роста удельного объема пленки с понижением температуры кипения раствора в направлении к верхнему концу трубок за счет уменьшения гидростатического давления?

- A. Увеличение скорости пара;
- B. Уменьшение скорости пара;
- C. Сжатие металла стенок трубок;
- D. Переохлаждение металла.

91. Какой металл применяли для выпарных аппаратов для сильно корродирующих веществ с серной кислотой?

- A. Медь;
- B. Нержавеющая сталь;
- C. Свинец;
- D. Керамика и фарфор.

92. Какой металл применяли для выпарных аппаратов для сильно корродирующих веществ с азотной кислотой?

- A. Медь;
- B. Нержавеющая сталь;
- C. Свинец;
- D. Керамика и фарфор.

93. Какой материал применяют сейчас при работе с сильно корродирующими веществами?

- А. Медь;
- В. Нержавеющая сталь;
- Свинец;
- Д. Керамика и фарфор;
- Е. Графит.

94. Какой фактор не применяется в процессе работы сепарирующих устройств?

- А. Действие силы тяжести;
- В. Электромагнетизм;
- Сила контактного взаимодействия;
- Д. Центробежный эффект.

95. Сколько-корпусные выпарные аппараты имеют большее распространение?

- А. 5;
- В. 6;
- С. 1 и 2;
- Д. 3 и 4.

96. Как называется данный эффект «во всяком выпарном аппарате нижние слои раствора закипают при более высокой температуре, чем верхние, вследствие наличия гидростатического давления верхних слоев жидкости; например, если при атмосферном давлении подогревать воду до температуры кипения в трубе длиной 10 м, то теоретически верхний слой воды должен закипеть при температуре около 100°C, нижний слой, находящийся под давлением  $1,96 \cdot 10^5$  Па (2 кгс/см<sup>2</sup>), – при температуре около 120°C. №

- А. Температурная статическая депрессия;
- В. Гидростатическая депрессия;
- С. Гидродинамическая депрессия;

97. Что учитывает гидравлическая депрессия?

- А. Снижение температуры, связанное с потерей давления на трение и местные потери в трубопроводах;
- В. Нижние слои закипают при более высокой температуре быстрее, чем верхние. Это происходит вследствие наличия гидростатического давления верхних слоев жидкости;
- С. Температурный градиент жидкости.

98. Возможен ли в выпарных аппаратах газовый барботаж жидкости?

- А. Да;
- В. Нет;
- С. Возможен только в сушильных аппаратах.

99. Многократное выпаривание может производиться только ...

- A. Периодическим методом;
- B. Непрерывным методом;
- C. Горячими газами;
- D. Водяным паром с растворенными в нем газами.

100. Что не надо учитывать при проектировании выпарной установки?

- A. Схему переохлаждения раствора;
- B. Схему питания аппаратов раствором;
- C. Оптимальное число ступеней установки;
- D. Рациональную систему использования вторичной теплоты.

**Ответы на тесты:**

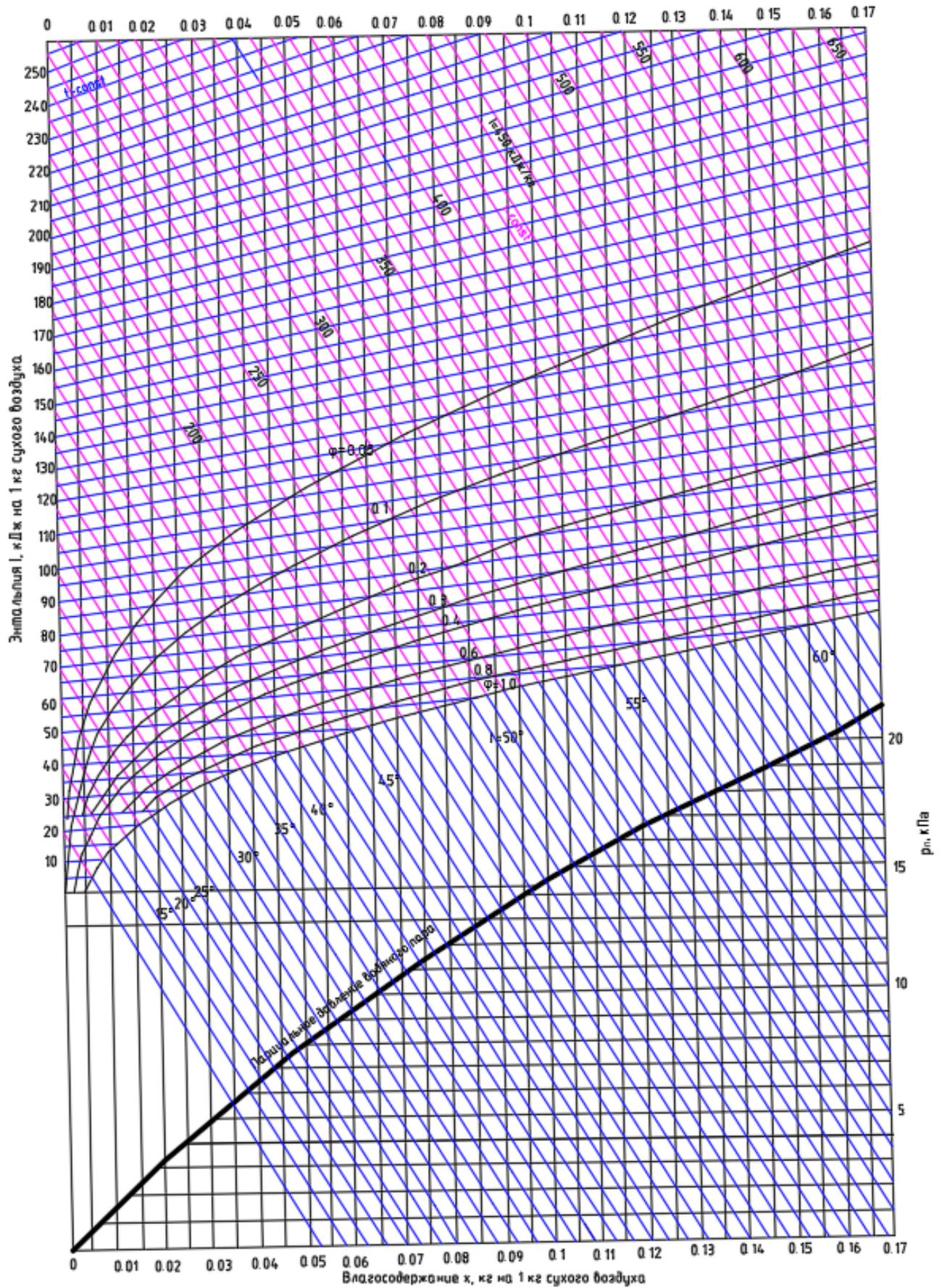
**1B; 2A; 3B; 4C; 5A; 6A; 7C; 8A; 9B; 10C; 11B; 12A; 13B; 14B; 15C; 16B; 17B; 18A; 19D; 20C;  
21A; 22A; 23C; 24C; 25A; 26D; 27A; 28D; 29C; 30C; 31A; 32B; 33C; 34A; 35A; 36C; 37B;  
38C; 39B; 40A; 41D; 42E; 43D; 44C; 45B; 46A; 47B; 48A; 49A; 50D; 51A; 52D; 53B; 54D;  
55A; 56B; 57C; 58A; 59B; 60A; 61B; 62A; 63C; 64B; 65B; 66A; 67C; 68A; 69B; 70A; 71D; 72D;  
73AB; 74A; 75C; 76D; 77A; 78B; 79A; 80B; 81A; 82D; 83C; 84A; 85C; 86D; 87A; 88C; 89A;  
90A; 91C; 92B; 93E; 94B; 95D; 96D; 97A; 98A; 99B; 100A.**

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

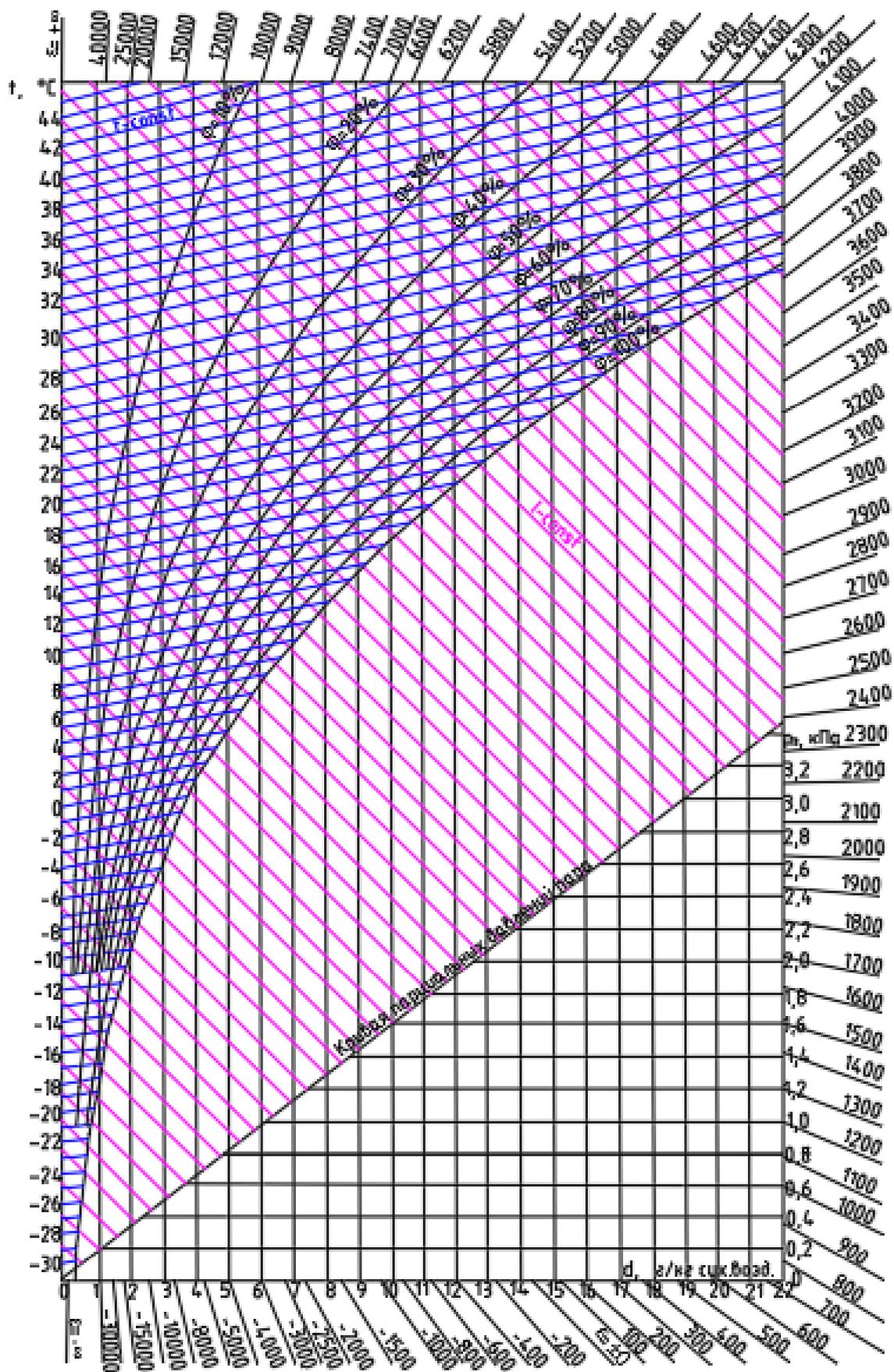
1. Авдюнин Е.Г. Моделирование и оптимизация промышленных теплоэнергетических установок: учебник. М.; Вологда: Инфра-Инженерия, 2019. 184 с.
2. Акулич П.В. Расчеты сушильных и теплообменных установок: монография. Минск: Белорусская наука, 2010. 443 с.
3. Акулич П.В., Акулич А.В. Конвективные сушильные установки. Методы и примеры расчета: учебное пособие. Минск: Вышэйшая школа, 2019. 376 с.
4. Аэродинамический расчет котельных установок. Под ред. С.И. Мочана. Изд. Энергия, 1977. 256 с.
5. Банных О.П., Борисова Е.И., Константинов В.А. [и др.]. Курсовая работа. Расчет вакуум-выпарной установки: учебное пособие. Санкт-Петербург: НИУ ИТМО, 2017. 53 с.
6. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н. Б. Варгафтик. Изд-во: Наука. М., 1972. 720 с.
7. Вассерман А.А., Рабинович В.А. Теплофизические свойства жидкого воздуха и его компонентов. М., 1968. 239 с.
8. Глизманенко Д.Л. Получение кислорода. 5-е изд. М. «Химия», 1972. 752 с.
9. ГОСТ 28115-89. Аппараты и установки сушильные. Взамен СТ СЭВ 6347-88; введ. 01.01.1990. М.: ГСП, 1990. 28 с.
10. Григорьев А.В. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: Справочник. М.: Энергоатомиздат, 1991. Кн. 4. 588 с.
11. Григорьев В.А., Колач Т.А., Соколовский В.С., Темкин Р.М. Краткий справочник по теплообменным аппаратам. М.-Л. Госэнергоиздат, 1962. 256 с.
12. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. М.: Химия, 1995. Ч. 2. 368 с.
13. Елкин В.А., Федотова Н.Н. Оборудование гидролизных и микробиологических производств. Устройство и расчет распылительной сушильной установки: учебное пособие. Санкт-Петербург: СПбГЛТУ, 2016. 52 с.
14. Елкин В.А., Федотова Н.Н. Оборудование гидролизных и микробиологических производств. Устройство и расчет двухкорпусной вакуум-выпарной установки. Санкт-Петербург : СПбГЛТУ, 2017. 84 с.
15. Захаров О.Г. Справочник по теплообменникам. М.: Энергоатомиздат, 1987. Ч. 2. 352 с.
16. Испытание воздухоразделительной установки Кар-30: методические указания к лабораторной работе по курсу «Технологические энергоносители промышленных предприятий» для специальности «Промышленная теплоэнергетика» направления «Теплоэнергетика и теплотехника». Липецк: Липецкий государственный технический университет, ЭБС АСВ, 2013. 15 с.
17. Касаткина Н.К. Расчет сушильных установок для производства строительных материалов: учебное пособие. Иваново: ИВГПУ, 2019. 80 с.

18. Комарова Н.А. Холодильные установки. Основы проектирования: учебное пособие. Кемерово: Кемеровский технологический институт пищевой промышленности, 2012. 368 с.
19. Лебедев П.Д. Расчет и проектирование сушильных установок. М.-Л., Госэнергоиздат, 1962, 320 с..
20. Лебедев П.Д. Теплообменные, сушильные и холодильные установки. М.: Энергия, 1972. 321 с.
21. Липин А.Г. Энергосбережение в сушильных установках: учебное пособие. Иваново: ИГХТУ, 2012. 48 с.
22. Оконский И.С., Осокин А.А., Федюков Ю.С. Процессы и аппараты кислородного и криогенного производства: учеб. пособие для техникумов. М.: Машиностроение, 1985. 256 с.
23. Разделение воздуха методом глубокого охлаждения. Технология и оборудование. В 2-ух т. Т. 1. Под ред. В.И. Епифановой, Л.С. Аксельрода. Промышленные установки, машинное и вспомогательное оборудование. Изд. 2-е, переработанное и дополненное. М., «Машинстроение», 1973. С. 472.
24. Разделение воздуха методом глубокого охлаждения. Технология и оборудование. В 2-ух т. Т. 2. Под ред. В.И. Епифановой, Л.С. Аксельрода. Промышленные установки, машинное и вспомогательное оборудование. Изд. 2-е, переработанное и дополненное. М., «Машинстроение», 1973. С. 568.
25. Семенов Ю.П. Основы тепломассообмена: учебное пособие. М.: ИНФРА-М, 2021. 246 с. [https://doi.org/10.12737/textbook\\_5b4c72d22046e3.77590088](https://doi.org/10.12737/textbook_5b4c72d22046e3.77590088)
26. Таран М.А., Лупенцов В.В. Тепломассообменное оборудование промышленных предприятий. Сборник задач для самостоятельной и индивидуальной работы студентов. Омск, изд-во ОмГТУ, 2008. 81 с.
27. Теплоэнергетические установки: сборник нормативных документов. М.: ЭНАС, 2013. 384 с.
28. Федоров К.М., Гуляева Ю.Н. Процессы и аппараты пищевых производств. Курсовое проектирование. Выпарные установки. Ч. 2: учебно-методическое пособие. Санкт-Петербург: Университет ИТМО, Институт холода и биотехнологий, 2014. 40 с.
29. Шульц Л.А. Теплоэнергетическое оборудование и энергосбережение: учебное пособие. М.: ИД МИСиС, 2007. 252 с.

# ПРИЛОЖЕНИЕ А. I-d Диаграмма



### ПРИЛОЖЕНИЕ Б. I-d Диаграмма



## ПРИЛОЖЕНИЕ В. Кислород (O<sub>2</sub>)

Молекулярный вес 32,00

$T_{кип}=90,18$  °К при 760 мм.рт.ст.;  $T_{пл}=54,35$  °К;  $T_{кр}=154,77$  °К;  $p_{кр}=50,9$  бар;  $\rho_{кр}=406$  кг/м<sup>3</sup>.

Термодинамические свойства кислорода на линии насыщения

| T, °К | P, бар | $v'$ ,<br>дм <sup>3</sup> /кг | $v''$ ,<br>дм <sup>3</sup> /кг | $C_p'$ ,<br>кДж/(кг<br>град) | $i'$ ,<br>кДж/кг | $i''$ ,<br>кДж/кг | г, кДж/кг | $s'$ ,<br>кДж/(кг<br>град) | $s''$ ,<br>кДж/(кг<br>град) |
|-------|--------|-------------------------------|--------------------------------|------------------------------|------------------|-------------------|-----------|----------------------------|-----------------------------|
| 75    | 0,1448 | 0,8296                        | 1330                           | 1,570                        | -157,6           | 66,6              | 224,2     | 2,653                      | 5,642                       |
| 76    | 0,1690 | 0,8326                        | 1154                           | 1,574                        | -156,0           | 67,4              | 223,4     | 2,675                      | 5,614                       |
| 77    | 0,1963 | 0,8357                        | 1006                           | 1,578                        | -154,4           | 68,3              | 222,7     | 2,695                      | 5,587                       |
| 78    | 0,2271 | 0,8388                        | 879,8                          | 1,582                        | -152,9           | 69,1              | 222,0     | 2,714                      | 5,560                       |
| 79    | 0,2616 | 0,8420                        | 772,5                          | 1,585                        | -151,3           | 70,0              | 221,3     | 2,734                      | 5,535                       |
| 80    | 0,3003 | 0,8452                        | 680,7                          | 1,589                        | -149,7           | 70,8              | 220,5     | 2,754                      | 5,510                       |
| 81    | 0,3435 | 0,8484                        | 601,9                          | 1,592                        | -148,1           | 71,6              | 219,7     | 2,774                      | 5,486                       |
| 82    | 0,3914 | 0,8517                        | 533,9                          | 1,596                        | -146,5           | 72,4              | 218,9     | 2,794                      | 5,463                       |
| 83    | 0,4445 | 0,8550                        | 475,1                          | 1,600                        | -144,8           | 73,3              | 218,1     | 2,812                      | 5,440                       |
| 84    | 0,5013 | 0,8584                        | 424,1                          | 1,603                        | -143,3           | 74,1              | 217,4     | 2,830                      | 5,418                       |
| 85    | 0,5677 | 0,8618                        | 379,7                          | 1,607                        | -141,7           | 74,9              | 216,6     | 2,849                      | 5,397                       |
| 86    | 0,6386 | 0,8653                        | 340,9                          | 1,610                        | -140,1           | 75,7              | 215,8     | 2,868                      | 5,377                       |
| 87    | 0,7163 | 0,8688                        | 306,8                          | 1,614                        | -138,5           | 76,5              | 215,0     | 2,886                      | 5,357                       |
| 88    | 0,8012 | 0,8724                        | 276,9                          | 1,617                        | -136,9           | 77,3              | 214,2     | 2,903                      | 5,337                       |
| 89    | 0,8937 | 0,8761                        | 250,5                          | 1,621                        | -135,3           | 78,0              | 213,3     | 2,922                      | 5,319                       |
| 90    | 0,9943 | 0,8798                        | 227,1                          | 1,625                        | -133,7           | 78,8              | 212,5     | 2,940                      | 5,301                       |
| 90,18 | 1,013  | 0,8805                        | 223,2                          | 1,626                        | -133,4           | 78,9              | 212,3     | 2,943                      | 5,297                       |
| 91    | 1,103  | 0,8836                        | 206,4                          | 1,629                        | -132,0           | 79,6              | 211,5     | 2,958                      | 5,283                       |
| 92    | 1,221  | 0,8874                        | 188,0                          | 1,633                        | -130,4           | 80,3              | 210,7     | 2,976                      | 5,266                       |
| 93    | 1,349  | 0,8913                        | 171,6                          | 1,637                        | -128,7           | 81,0              | 209,7     | 2,994                      | 5,249                       |
| 94    | 1,486  | 0,8952                        | 157,0                          | 1,641                        | -127,0           | 81,7              | 208,7     | 3,012                      | 5,232                       |
| 95    | 1,634  | 0,8993                        | 143,9                          | 1,645                        | -125,4           | 82,4              | 207,8     | 3,045                      | 5,216                       |
| 96    | 1,793  | 0,9033                        | 132,1                          | 1,650                        | -123,8           | 83,1              | 206,9     | 3,045                      | 5,200                       |
| 97    | 1,963  | 0,9074                        | 121,5                          | 1,655                        | -122,1           | 83,8              | 205,9     | 3,062                      | 5,185                       |
| 98    | 2,145  | 0,9116                        | 111,9                          | 1,660                        | -120,4           | 84,5              | 204,9     | 3,079                      | 5,170                       |
| 99    | 2,339  | 0,9160                        | 103,3                          | 1,666                        | -118,8           | 85,1              | 203,9     | 3,096                      | 5,155                       |
| 100   | 2,546  | 0,9204                        | 95,46                          | 1,672                        | -117,1           | 85,7              | 202,8     | 3,113                      | 5,141                       |
| 101   | 2,767  | 0,9249                        | 88,37                          | 1,678                        | -115,4           | 86,3              | 201,7     | 3,130                      | 5,127                       |
| 102   | 3,002  | 0,9295                        | 81,92                          | 1,685                        | -113,7           | 86,9              | 200,6     | 3,146                      | 5,113                       |
| 103   | 3,251  | 0,9342                        | 76,05                          | 1,692                        | -112,0           | 87,5              | 199,5     | 3,162                      | 5,099                       |
| 104   | 3,515  | 0,9389                        | 70,70                          | 1,699                        | -110,3           | 88,0              | 198,3     | 3,179                      | 5,086                       |
| 105   | 3,794  | 0,9437                        | 65,81                          | 1,706                        | -108,6           | 88,5              | 197,1     | 3,196                      | 5,073                       |
| 106   | 4,090  | 0,9486                        | 61,33                          | 1,714                        | -106,9           | 89,0              | 195,9     | 3,212                      | 5,060                       |
| 107   | 4,402  | 0,9536                        | 57,23                          | 1,723                        | -105,2           | 89,5              | 194,7     | 3,227                      | 5,047                       |
| 108   | 4,731  | 0,9587                        | 53,47                          | 1,732                        | -103,4           | 90,0              | 193,4     | 3,243                      | 5,034                       |
| 109   | 5,078  | 0,9640                        | 50,00                          | 1,742                        | -101,7           | 90,4              | 192,1     | 3,260                      | 5,022                       |
| 110   | 5,443  | 0,9695                        | 46,81                          | 1,752                        | -99,9            | 90,8              | 190,7     | 3,276                      | 5,009                       |
| 111   | 5,826  | 0,9750                        | 43,87                          | 1,763                        | -98,2            | 91,2              | 189,4     | 3,291                      | 4,997                       |
| 112   | 6,229  | 0,9806                        | 41,15                          | 1,775                        | -96,4            | 91,6              | 188,0     | 3,307                      | 4,985                       |
| 113   | 6,652  | 0,9864                        | 38,64                          | 1,787                        | -94,6            | 91,9              | 186,5     | 3,323                      | 4,973                       |

## ПРИЛОЖЕНИЕ Г. Азот (N<sub>2</sub>)

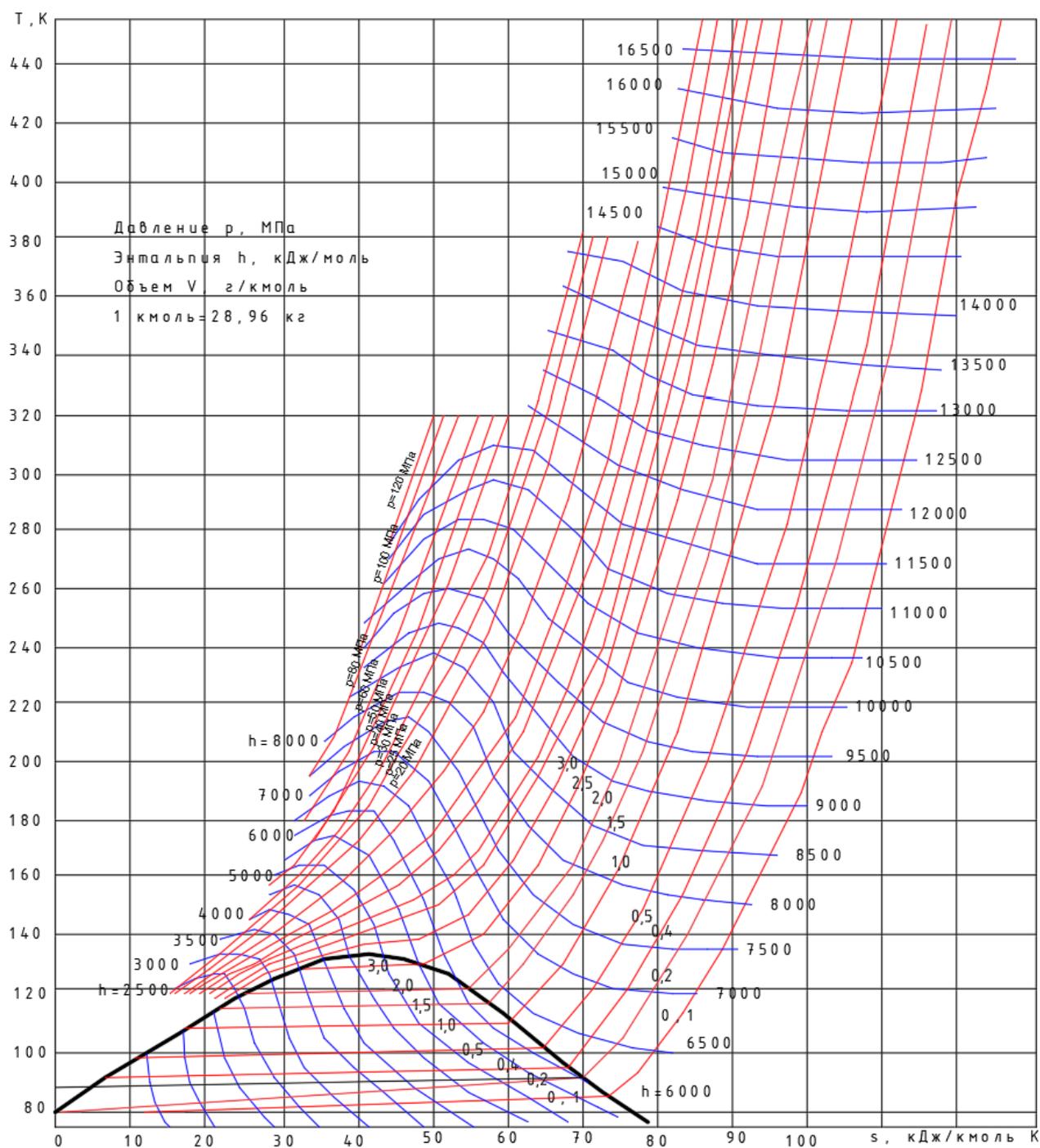
Молекулярный вес 28,016

$T_{кип}=77,35$  °К при 760 мм.рт.ст.;  $T_{пл}=63,15$  °К;  $T_{кр}=126,25$  °К;  $p_{кр}=33,96$  бар;  $\rho_{кр}=304$  кг/м<sup>3</sup>.

Термодинамические свойства азота на линии насыщения

| T, °К | P, бар | $v'$ ,<br>дм <sup>3</sup> /кг | $v''$ ,<br>дм <sup>3</sup> /кг | $C_p'$ ,<br>кДж/(кг<br>град) | $i'$ ,<br>кДж/кг | $i''$ ,<br>кДж/кг | $g$ , кДж/кг | $s'$ ,<br>кДж/(кг<br>град) | $s''$ ,<br>кДж/(кг<br>град) |
|-------|--------|-------------------------------|--------------------------------|------------------------------|------------------|-------------------|--------------|----------------------------|-----------------------------|
| 75    | 0,7609 | 1,224                         | 281,8                          | 1,948                        | -125,4           | 74,9              | 200,3        | 2,789                      | 5,460                       |
| 76    | 0,8614 | 1,230                         | 251,4                          | 1,951                        | -123,4           | 75,7              | 199,1        | 2,816                      | 5,436                       |
| 77    | 0,9719 | 1,237                         | 224,9                          | 1,954                        | -121,4           | 76,5              | 197,9        | 2,842                      | 5,412                       |
| 77,35 | 1,013  | 1,239                         | 216,9                          | 1,955                        | -120,8           | 76,8              | 197,6        | 2,849                      | 5,404                       |
| 78    | 1,093  | 1,244                         | 201,9                          | 1,957                        | -119,5           | 77,3              | 196,8        | 2,866                      | 5,389                       |
| 79    | 1,225  | 1,251                         | 181,7                          | 1,960                        | -117,6           | 78,1              | 195,7        | 2,890                      | 5,367                       |
| 80    | 1,369  | 1,258                         | 164,0                          | 1,964                        | -115,6           | 78,9              | 194,5        | 2,913                      | 5,345                       |
| 81    | 1,525  | 1,265                         | 148,3                          | 1,968                        | -113,6           | 79,6              | 193,2        | 2,938                      | 5,324                       |
| 82    | 1,694  | 1,273                         | 134,5                          | 1,973                        | -111,6           | 80,3              | 191,9        | 2,963                      | 5,303                       |
| 83    | 1,877  | 1,281                         | 122,3                          | 1,978                        | -109,7           | 81,0              | 190,7        | 2,986                      | 5,283                       |
| 84    | 2,074  | 1,289                         | 111,4                          | 1,983                        | -107,7           | 81,7              | 189,3        | 3,009                      | 5,263                       |
| 85    | 2,287  | 1,297                         | 101,7                          | 1,989                        | -105,7           | 82,3              | 188,0        | 3,032                      | 5,244                       |
| 86    | 2,515  | 1,305                         | 93,02                          | 1,996                        | -103,7           | 82,9              | 186,6        | 3,055                      | 5,225                       |
| 87    | 2,760  | 1,314                         | 85,24                          | 2,003                        | -101,7           | 83,5              | 185,1        | 3,078                      | 5,206                       |
| 88    | 3,022  | 1,322                         | 78,25                          | 2,011                        | -99,7            | 84,0              | 183,7        | 3,100                      | 5,188                       |
| 89    | 3,302  | 1,331                         | 71,96                          | 2,019                        | -97,7            | 84,5              | 182,2        | 3,123                      | 5,170                       |
| 90    | 3,600  | 1,340                         | 66,28                          | 2,028                        | -95,6            | 85,0              | 180,5        | 3,147                      | 5,152                       |
| 91    | 3,918  | 1,349                         | 61,14                          | 2,037                        | -93,5            | 85,4              | 178,9        | 3,169                      | 5,134                       |
| 92    | 4,256  | 1,359                         | 56,48                          | 2,048                        | -91,5            | 85,8              | 177,3        | 3,190                      | 5,117                       |
| 93    | 4,615  | 1,369                         | 52,25                          | 2,060                        | -89,4            | 86,2              | 175,6        | 3,212                      | 5,100                       |
| 94    | 4,995  | 1,379                         | 48,39                          | 2,073                        | -87,3            | 86,5              | 173,8        | 3,235                      | 5,084                       |
| 95    | 5,398  | 1,390                         | 44,87                          | 2,086                        | -85,2            | 86,8              | 172,0        | 3,256                      | 5,067                       |
| 96    | 5,824  | 1,400                         | 41,66                          | 2,101                        | -83,1            | 87,1              | 170,2        | 3,277                      | 5,050                       |
| 97    | 6,274  | 1,411                         | 38,72                          | 2,117                        | -81,0            | 87,3              | 168,3        | 3,299                      | 5,034                       |
| 98    | 6,748  | 1,423                         | 36,02                          | 2,135                        | -78,8            | 87,5              | 166,3        | 3,320                      | 5,017                       |
| 99    | 7,248  | 1,435                         | 33,54                          | 2,155                        | -76,6            | 87,6              | 164,2        | 3,342                      | 5,001                       |
| 100   | 7,775  | 1,447                         | 31,26                          | 2,176                        | -74,5            | 87,7              | 162,2        | 3,363                      | 4,985                       |
| 101   | 8,328  | 1,459                         | 29,16                          | 2,199                        | -72,3            | 87,7              | 160,0        | 3,385                      | 4,969                       |
| 102   | 8,910  | 1,472                         | 27,22                          | 2,225                        | -70,1            | 87,7              | 157,8        | 3,406                      | 4,953                       |
| 103   | 9,520  | 1,485                         | 25,43                          | 2,254                        | -67,8            | 87,7              | 155,5        | 3,426                      | 4,936                       |
| 104   | 10,16  | 1,499                         | 23,77                          | 2,285                        | -65,6            | 87,6              | 153,2        | 3,447                      | 4,920                       |
| 105   | 10,83  | 1,514                         | 22,23                          | 2,319                        | -63,8            | 87,4              | 150,7        | 3,469                      | 4,904                       |
| 106   | 11,53  | 1,529                         | 20,79                          | 2,356                        | -61,0            | 87,2              | 148,2        | 3,489                      | 4,887                       |
| 107   | 12,27  | 1,544                         | 19,46                          | 2,398                        | -58,6            | 86,9              | 145,5        | 3,501                      | 4,871                       |
| 108   | 13,03  | 1,560                         | 18,22                          | 2,445                        | -56,2            | 86,5              | 142,8        | 3,532                      | 4,854                       |
| 109   | 13,83  | 1,578                         | 17,06                          | 2,500                        | -53,8            | 86,1              | 139,9        | 3,554                      | 4,837                       |
| 110   | 14,67  | 1,597                         | 15,98                          | 2,566                        | -51,4            | 85,6              | 137,0        | 3,575                      | 4,820                       |
| 111   | 15,54  | 1,617                         | 14,96                          | 2,645                        | -48,9            | 85,1              | 134,0        | 3,596                      | 4,803                       |
| 112   | 16,45  | 1,639                         | 14,00                          | 2,736                        | -46,3            | 84,4              | 130,7        | 3,618                      | 4,785                       |
| 113   | 17,39  | 1,662                         | 13,10                          | 2,836                        | -43,7            | 83,6              | 127,3        | 3,640                      | 4,767                       |

## ПРИЛОЖЕНИЕ Д. Диаграмма T-S для воздуха



## ПРИЛОЖЕНИЕ Е. Физические свойства раствора NaOH в воде

Плотность  $\rho$ , кг/м<sup>3</sup>

| Концентрация раствора, % | При температуре, °С |      |      |      |      |      |      |
|--------------------------|---------------------|------|------|------|------|------|------|
|                          | 0                   | 20   | 40   | 60   | 80   | 100  | 120  |
| 10                       | 1117                | 1109 | 1100 | 1089 | 1077 | 1064 | 1049 |
| 20                       | 1230                | 1219 | 1208 | 1196 | 1183 | 1170 | 1155 |
| 30                       | 1340                | 1328 | 1316 | 1303 | 1289 | 1276 | 1261 |
| 40                       | 1443                | 1430 | 1416 | 1403 | 1389 | 1375 | 1360 |
| 50                       | 1540                | 1525 | 1511 | 1497 | 1483 | 1469 | 1454 |

Динамическая вязкость  $\mu \cdot 10^3$ , Па·с

| Концентрация раствора, % | При температуре, °С |      |      |      |      |      |      |      |
|--------------------------|---------------------|------|------|------|------|------|------|------|
|                          | 20                  | 30   | 40   | 50   | 60   | 80   | 100  | 120  |
| 10                       | 1,86                | 1,45 | 1,16 | 0,98 | 0,91 | 0,70 | 0,65 | 0,6  |
| 20                       | 4,48                | 3,30 | 2,48 | 2,00 | 1,63 | 1,27 | 1,15 | 1,08 |
| 30                       | 13,0                | 9,0  | 6,30 | 4,60 | 3,40 | 2,16 | 1,82 | 1,71 |
| 40                       | 4,0                 | 23,0 | 14,0 | 9,20 | 5,44 | 3,62 | 2,72 | 2,37 |
| 50                       | -                   | 46,0 | 25,0 | 16,0 | 8,03 | 5,54 | 3,97 | 3,42 |

Изобарная удельная теплоемкость  $C$ , кДж/(кг·К)

| Концентрация раствора, % | При температуре, °С |       |       |       |       |       |       |
|--------------------------|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
|                          | 0                   | 20    | 40    | 60    | 80    | 100   | 120   |
| 10                       | 3,692               | 3,767 | 3,818 | 3,843 | 3,859 | 3,868 | 3,876 |
| 20                       | 3,525               | 3,608 | 3,663 | 3,692 | 3,709 | 3,717 | 3,717 |
| 30                       | 3,449               | 3,516 | 3,583 | 3,621 | 3,638 | 3,638 | 3,638 |
| 40                       | 3,378               | 3,420 | 3,458 | 3,474 | 3,483 | 3,483 | 3,483 |
| 50                       | -                   | 3,236 | 3,219 | 3,211 | 3,202 | 3,194 | 3,190 |

Теплопроводность  $\lambda$ , Вт/(м·К)

| Концентрация раствора, % | При температуре, °С |       |       |       |       |       |       |
|--------------------------|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
|                          | 0                   | 20    | 40    | 60    | 80    | 100   | 120   |
| 10                       | 0,523               | 0,543 | 0,558 | 0,572 | 0,580 | 0,585 | 0,587 |
| 20                       | 0,520               | 0,537 | 0,550 | 0,563 | 0,571 | 0,574 | 0,577 |
| 30                       | 0,519               | 0,534 | 0,545 | 0,556 | 0,563 | 0,566 | 0,569 |
| 40                       | 0,519               | 0,553 | 0,543 | 0,552 | 0,558 | 0,562 | 0,564 |
| 50                       | 0,519               | 0,531 | 0,541 | 0,546 | 0,553 | 0,557 | 0,559 |

Поверхностное напряжение  $\sigma \cdot 10^3$ , Н/м

| Концентрация раствора, % | При температуре, °С |       |       |       |       |       |
|--------------------------|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
|                          | 20                  | 40    | 60    | 80    | 100   | 120   |
| 10                       | 77,3                | 76,1  | 75,0  | 73,0  | 70,7  | 69,0  |
| 20                       | 85,8                | 85,0  | 84,7  | 83,2  | 81,3  | 79,6  |
| 30                       | 97,0                | 96,4  | 95,8  | 95,3  | 94,4  | 93,6  |
| 40                       | 108,0               | 108,0 | 107,0 | 107,0 | 106,0 | 106,0 |
| 50                       | 130,0               | 130,0 | 129,0 | 129,0 | 128,0 | 128,0 |

## ПРИЛОЖЕНИЕ Ж

### Термодинамические свойства воды и водяного пара на линии насыщения

| t,<br>°C | P,<br>МПа | $v'$ ,<br>м <sup>3</sup> /кг | $v''$ ,<br>м <sup>3</sup> /кг | $h'$ ,<br>кДж/кг | $h''$ ,<br>кДж/кг |
|----------|-----------|------------------------------|-------------------------------|------------------|-------------------|
| 0,01     | 0,0006108 | 0,0010002                    | 206,3                         | 0                | 2501              |
| 5        | 0,0008719 | 0,0010001                    | 147,2                         | 21,05            | 2510              |
| 10       | 0,0012277 | 0,0010004                    | 106,42                        | 42,04            | 2519              |
| 15       | 0,0017041 | 0,0010010                    | 77,97                         | 62,97            | 2528              |
| 20       | 0,002337  | 0,0010018                    | 57,84                         | 83,90            | 2537              |
| 25       | 0,003166  | 0,0010030                    | 43,40                         | 104,81           | 2547              |
| 30       | 0,004241  | 0,0010044                    | 32,93                         | 125,71           | 2556              |
| 40       | 0,007375  | 0,0010079                    | 19,55                         | 167,50           | 2574              |
| 60       | 0,019917  | 0,0010171                    | 7,678                         | 251,1            | 26,09             |
| 80       | 0,04736   | 0,0010290                    | 3,408                         | 334,9            | 2643              |
| 100      | 0,10132   | 0,0010435                    | 1,673                         | 419,1            | 2676              |
| 120      | 0,19854   | 0,0010603                    | 0,8917                        | 503,7            | 2706              |
| 140      | 0,3614    | 0,0010798                    | 0,5087                        | 589,0            | 2734              |
| 160      | 0,6180    | 0,0011021                    | 0,3068                        | 675,5            | 2758              |
| 180      | 1,0027    | 0,0011275                    | 0,1939                        | 763,1            | 2778              |
| 200      | 1,5551    | 0,0011565                    | 0,1272                        | 852,4            | 2793              |
| 220      | 2,3201    | 0,0011900                    | 0,08606                       | 943,7            | 2802              |
| 240      | 3,3480    | 0,0012291                    | 0,05967                       | 1037,5           | 2803              |
| 260      | 4,694     | 0,0012755                    | 0,04215                       | 1135,1           | 2796              |
| 280      | 6,491     | 0,0013322                    | 0,03013                       | 1236,9           | 2780              |
| 300      | 8,592     | 0,0014036                    | 0,02164                       | 1344,9           | 2749              |
| 320      | 11,290    | 0,001499                     | 0,01545                       | 1462,1           | 2700              |
| 340      | 14,608    | 0,001639                     | 0,01078                       | 1594,7           | 2622              |
| 360      | 18,674    | 0,001894                     | 0,006943                      | 1762             | 2481              |
| 374      | 22,122    | 0,00280                      | 0,00347                       | 485,3            | 512,7             |

### ПРИЛОЖЕНИЕ 3. Теплофизические свойства глицериновой воды

| Температура, °С /<br>Теплоемкость,<br>кДж/(кг °С) | 10%   | 20%   | 30%   | 40%   | 50%   | 60%   | 70%   |
|---|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 20  | 1,998 | 1,907 | 1,816 | 1,725 | 1,634 | 1,542 | 1,452 |
| 40  | 2,002 | 1,916 | 1,830 | 1,744 | 1,659 | 1,573 | 1,487 |
| 60  | 2,010 | 1,929 | 1,848 | 1,767 | 1,687 | 1,606 | 1,525 |
| 80  | 2,024 | 1,948 | 1,871 | 1,795 | 1,718 | 1,642 | 1,608 |

| Температура, °С /<br>Плотность, г/см <sup>3</sup> | 10%   | 20%   | 30%   | 40%   | 50%   | 60%   | 70%   |
|---|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 20  | 1,022 | 1,047 | 1,073 | 1,099 | 1,126 | 1,154 | 1,181 |
| 40  | 1,016 | 1,039 | 1,064 | 1,089 | 1,115 | 1,142 | 1,169 |
| 60  | 1,006 | 1,030 | 1,053 | 1,078 | 1,103 | 1,130 | 1,156 |
| 80  | 0,994 | 1,017 | 1,041 | 1,066 | 1,091 | 1,117 | 1,144 |

| Температура, °С /<br>Динамическая<br>вязкость, Па с | 10%                  | 20%                  | 30%                  | 40%                  | 50%                  | 60%                  | 70%                  |
|---|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| 20  | $1,31 \cdot 10^{-3}$ | $1,76 \cdot 10^{-3}$ | $2,5 \cdot 10^{-3}$  | $3,72 \cdot 10^{-3}$ | $6,0 \cdot 10^{-3}$  | $10,8 \cdot 10^{-3}$ | $22,5 \cdot 10^{-3}$ |
| 40  | $0,83 \cdot 10^{-3}$ | $1,07 \cdot 10^{-3}$ | $1,46 \cdot 10^{-3}$ | $2,07 \cdot 10^{-3}$ | $3,1 \cdot 10^{-3}$  | $5,08 \cdot 10^{-3}$ | $9,4 \cdot 10^{-3}$  |
| 60  | $0,58 \cdot 10^{-3}$ | $0,73 \cdot 10^{-3}$ | $0,96 \cdot 10^{-3}$ | $1,3 \cdot 10^{-3}$  | $1,86 \cdot 10^{-3}$ | $2,85 \cdot 10^{-3}$ | $4,86 \cdot 10^{-3}$ |
| 80  | -                    | -                    | $0,69 \cdot 10^{-3}$ | $0,92 \cdot 10^{-3}$ | $1,25 \cdot 10^{-3}$ | $1,84 \cdot 10^{-3}$ | $2,9 \cdot 10^{-3}$  |

| Температура, °С /<br>Теплопроводность,<br>Вт/(м °С) | 10%   | 20%   | 30%   | 40%   | 50%   | 60%   | 70%   |
|---|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 20  | 0,557 | 0,519 | 0,481 | 0,448 | 0,414 | 0,381 | 0,352 |
| 40  | 0,586 | 0,540 | 0,502 | 0,460 | 0,423 | 0,385 | 0,356 |
| 60  | 0,611 | 0,565 | 0,519 | 0,477 | 0,435 | 0,393 | 0,360 |
| 80  | 0,636 | 0,590 | 0,540 | 0,494 | 0,448 | 0,402 | 0,364 |

*Учебное издание*

**Любовь Владимировна Мостовенко  
Владимир Петрович Белоглазов**

# **ОСНОВЫ ПРОМЫШЛЕННОЙ ТЕПЛОЭНЕРГЕТИКИ**

*Учебное пособие*

ISBN 978-5-00047-661-1



Редактор: Е.В.Вилявина  
Технический редактор: Д.В. Вилявин  
Обложка: Д.В. Вилявин

Дата выхода: 06.06.2022  
Гарнитура Times New Roman. Усл. печ. листов 4,97  
Электронное издание. Объем 7,25 МБ. Заказ 2237

Издательство НВГУ  
628615, Тюменская область, г. Нижневартовск, ул. Маршала Жукова, 4  
Тел./факс: (3466) 24-50-51, E-mail: izdatelstvo@nggu.ru