

Министерство образования и науки Российской Федерации
Министерство сельского хозяйства Российской Федерации

Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего профессионального образования
«Иркутская государственная сельскохозяйственная академия»

Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего профессионального образования
«Иркутский государственный технический университет»
(национальный исследовательский университет)

В.В. Федчишин, Э.А. Таиров, В.Д. Очиров

ТЕПЛОМАССОБМЕННОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ПРЕДПРИЯТИЙ

Лабораторный практикум

*Допущено учебно-методическим объединением вузов России
по образованию в области энергетики и электротехники в качестве
учебного пособия для студентов, обучающихся
по направлению подготовки «Теплоэнергетика и теплотехника»*

Иркутск – 2015

УДК 621.184.64(075.8)

T145

Рецензенты:

Заведующий кафедрой теплообменных процессов и установок ФГБОУ ВПО «Национальный исследовательский университет «МЭИ»», доктор технических наук, профессор **А.Б. Гаряев**;

Профессор кафедры теплообменных процессов и установок ФГБОУ ВПО «Национальный исследовательский университет «МЭИ»», кандидат технических наук, профессор **А.Л. Ефимов**;

Заведующий отделом теплосиловых систем Института систем энергетики им. Л.А. Мелентьева СО РАН, доктор технических наук, профессор **А.М. Клер**;

Доцент кафедры теплоэнергетики ФГБОУ ВПО «Национальный исследовательский Иркутский государственный технический университет», кандидат технических наук, доцент **Н.Е. Буйнов**.

Федчишин В.В. Теплообменное оборудование предприятий: лабораторный практикум / В.В. Федчишин, Э.А. Таиров, В.Д. Очиров. – Иркутск: Изд-во ИрГСХА, 2015. – 124 с.

В практикуме представлены задачи, цикл расчетно-графических и лабораторных работ по курсу «Теплообменное оборудование предприятий».

Для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению подготовки 140100 «Теплоэнергетика и теплотехника», 110800.62 «Агроинженерия».

ISBN 9785917771489

© Федчишин В.В., Таиров Э.А.,
Очиров В.Д., 2015.

© Издательство ИрГСХА, 2015.

ВВЕДЕНИЕ

Настоящий практикум разработан в соответствии с рабочими модульными программами по дисциплине «Тепломассообменное оборудование предприятий» ФГОС ВПО для студентов энергетических факультетов. Практикум включает в себя цикл задач и упражнений, лабораторных и расчетно-графических работ, охватывающих технологические процессы теплообмена, кристаллизации, выпаривания, ректификации, перегонки и сушки.

В описании лабораторной работы №1 использованы материалы Г.А. Дрейцера [11].

Для каждого из разделов подобраны работы, включающие в себя основные теоретические положения, дающие возможность глубже понять физическую сущность проводимых исследований и расчетов. Лабораторные работы состоят из описания установок, методики проведения экспериментов и обработки опытных данных.

Решение задач предназначено для закрепления теоретических знаний, полученных студентами при изучении курса «Тепломассообменное оборудование предприятий», и позволяет проводить расчетное исследование некоторых вопросов, что повышает познавательную ценность практических занятий.

В приложении даются необходимые справочные материалы для решения задач и выполнения расчетно-графических работ.

Организация и проведение лабораторных работ

Лабораторные работы по изучению тепломассообменного оборудования предприятий способствуют более глубокому усвоению студентами теоретического материала путем его экспериментальной проверки. Вместе с тем, студенты приобретают навыки и умение вести исследовательскую работу, обрабатывать, анализировать и обобщать полученные опытные данные.

При выполнении работы необходимо строго соблюдать правила по технике электробезопасности. К работе допускаются только те студенты, с которыми преподаватель провел общий инструктаж о соблюдении правил по технике безопасности при выполнении лабораторных работ, о чем студенты расписываются в соответствующем журнале. Инструктаж на рабочем месте проводится преподавателем непосредственно у лабораторного стенда.

Перед выполнением работы студент должен изучить соответствующий раздел теоретической части работы, ознакомиться с содержанием и методикой проведения эксперимента, подготовить форму таблицы для записи опытных данных.

Каждая лабораторная работа выполняется бригадой студентов в составе 2-4 человек. Перед выполнением работы преподаватель опрашивает студентов о сущности данной работы, о методике ее проведения, о результатах, которые предполагается получить. При выполнении работы необходимо убрать из рабочей зоны посторонние (сумки, пакеты и т.п.) и неиспользуемые в работе предметы. Студенты, не подготовившиеся к занятиям, к выполнению лабораторной работы не допускаются.

После окончания работы студент обязан составить отчет и защитить его перед преподавателем.

Требования по составлению отчета по лабораторной работе и пояснительной записки по расчетно-графической работе

Отчет по проделанной лабораторной работе должен составлять каждый студент. Отчет и пояснительная записка оформляются на бумажном листе формата А4 (210×297 мм). На титульном листе отчета или пояснительной записки указывается наименование работы и ее номер (вариант), фамилия студента, факультет, курс, группа, дата выполнения. Отчет должен содержать цель и задачи лабораторной работы, схему опытной установки с кратким описанием, протокол наблюдений, порядок расчета всех величин и результаты обработки опытных данных. Условные обозначения элементов на схемах должны соответствовать ГОСТам и ЕСКД. Полученные графики вычерчиваются аккуратно с правильно выбранным масштабом. На осях координат указываются буквенные обозначения величин и их размерности.

Для выполнения расчетно-графических работ каждому студенту дается свой индивидуальный вариант исходных данных, определяемый преподавателем. Работа, выполненная по чужому варианту, к рассмотрению не принимается. Допускается текст пояснительной записки печатать на персональном компьютере. Пояснительная записка расчетно-графической работы является текстовым документом и поэтому должна выполняться в соответствии с ГОСТ 2.105-95. Расчеты выполняют в Международной системе единиц СИ.

После титульного листа должно следовать задание на расчетно-графическую работу, а затем текст записки.

Прием и порядок защиты отчета по лабораторной работе и пояснительной записки по расчетно-графической работе

Прием у студента отчета о проделанной лабораторной работе производится преподавателем индивидуально. Студент должен называть цель и задачи лабораторной работы, разъяснить методику ее проведения в целом и каждого опыта в отдельности, пояснить сущность того или иного полученного результата, дав при этом ему количественную и качественную оценку, сделать выводы.

При подготовке к защите отчета необходимо изучить теоретические положения по лабораторной работе. Если отчет принят преподавателем, то это фиксируется в журнале.

К защите расчетно-графических работ допускается законченная, проверенная и подписанная на титульном листе преподавателем пояснительная записка. Защита проводится индивидуально и включает в себя сообщение о содержании работы и ответы на вопросы.

Студенту на защите могут быть заданы вопросы в следующих направлениях: общая логическая последовательность и методика выполнения работы; физический смысл величин, фигурирующих в расчетах; устройство и принцип действия исследуемых и рассчитываемых аппаратов и установок; особенности эксплуатации аппаратов и установок.

При оценке работы учитывается качество ее оформления и эрудиция, проявленная студентом в ходе сообщения и ответов на вопросы.

1. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА

ИССЛЕДОВАНИЕ РАБОТЫ ТЕПЛООБМЕННОГО АППАРАТА

Данная лабораторная работа предназначена для ознакомления студентов с процессом переноса теплоты в одном из наиболее распространенных типов теплообменных аппаратов – рекуперативном аппарате с однофазными теплоносителями, а также методом интенсификации теплообмена в трубчатых теплообменных аппаратах с помощью дискретно расположенных кольцевых диафрагм внутри трубы и соответствующих им кольцевых канавок снаружи трубы [11].

Предлагаемый материал и выдаваемая установкой информация позволяет ознакомиться с принципом работы теплообменного аппарата типа «труба в трубе» в режимах прямотока и противотока, оценить эффективность теплообменника в зависимости от изменения геометрических и режимных параметров, определить коэффициенты теплопередачи и теплоотдачи по той стороне аппарата, где теплообмен менее интенсивен. Кроме того, установка позволяет оценить эффективность применения интенсификации теплообмена.

В работе используется имитационное моделирование, позволяющее получить аналогичную информацию, что и в реальном эксперименте, отказавшись от дорогостоящей контрольно-измерительной аппаратуры, углубить и расширить изучаемые явления, получить более стабильные и наглядные результаты и значительно интенсифицировать учебный процесс благодаря мгновенному переходу с одного режима работы установки на другой, при этом каждый студент может выполнять индивидуальное задание, используя многочисленные варианты, введенные в ЭВМ.

Цель работы – с помощью численного эксперимента определить зависимость тепловой мощности теплообменного аппарата от схемы включения, вида теплоносителя, геометрических параметров (диаметры наружной и внутренней труб, длина) и режимных параметров, определить коэффициент теплопередачи в зависимости от режимных параметров, коэффициент теплоотдачи по одному из теплоносителей методом теплообменника, а также зависимость тепловой мощности аппарата, коэффициентов теплопередачи и теплоотдачи от геометрических параметров турбулизаторов.

1.1 Общие сведения

Теплообменные аппараты используются для передачи теплоты от одного теплоносителя к другому. Теплоноситель, имеющий более высокую температуру и отдающий теплоту, называется *горячим*; теплоноситель, обладающий более низкой температурой и воспринимающий теплоту – *холодным* [4].

В рекуперативном аппарате одна сторона поверхности теплообмена все время омывается горячим теплоносителем, другая – холодным. Теплота передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку. Направление теплового потока в стенке остается неизменным.

Основным типом теплообменников, используемых в различных областях техники, являются рекуперативные аппараты.

Рекуперативные теплообменные аппараты классифицируются по следующим признакам:

1. По назначению:

- нагреватели;
- охладители;
- конденсаторы;
- испарители и т.п.

2. По взаимному направлению потоков теплоносителей:

- прямоточные (прямоток), когда оба теплоносителя движутся параллельно в одном направлении (рис. 1.1, а);
- противоточные (противоток), когда оба теплоносителя движутся в противоположных направлениях (рис. 1.1, б)
- с перекрестным током – теплоносители движутся во взаимно перпендикулярных направлениях, однократно или многократно (рис. 1.1, в, г);
- с более сложными схемами различного сочетания прямотока, противотока и перекрестного тока (рис. 1.1, д, е, ж); на рисунке показаны варианты с двумя противоположными ходами и перепуском.

3. По роду теплоносителей:

- аппараты, в которых оба теплоносителя не меняют своего агрегатного состояния (газо-газовые, жидко-жидкостные, газожидкостные);
- аппараты, в которых изменяется агрегатное состояние одного теплоносителя, – конденсаторы (горячего теплоносителя), парогенераторы, испарители (холодного теплоносителя);

– аппараты, в которых изменяются агрегатные состояния обоих теплоносителей (конденсаторы-испарители).

4. По конструктивному оформлению:

- трубчатые;
- трубчато-ребристые;
- пластинчатые;
- пластинчато-ребристые;
- трубчато-пластинчатые.

5. По режиму работы:

- непрерывного действия;
- периодического действия.

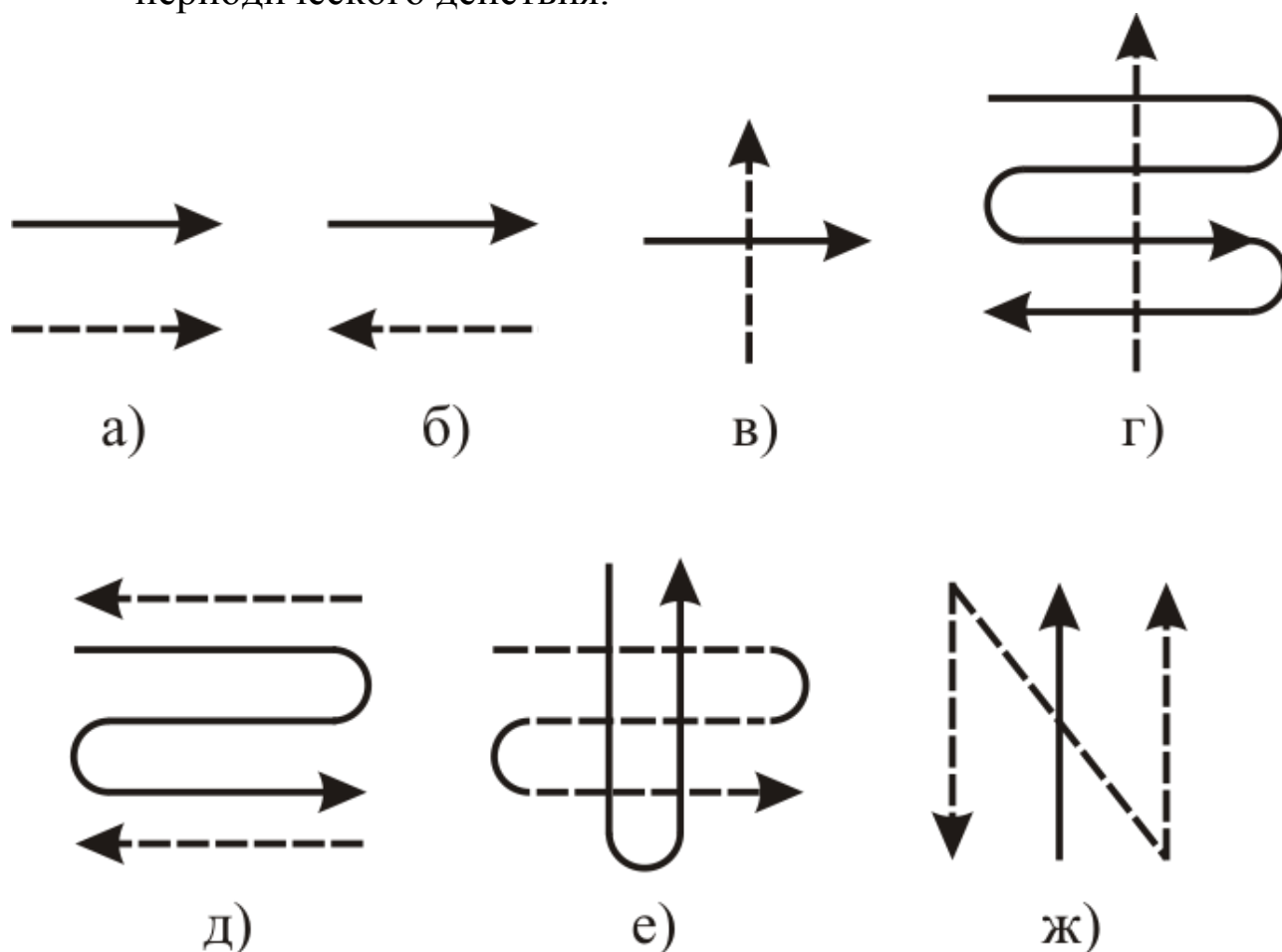


Рисунок 1.1 – Возможные направления потоков теплоносителей в теплообменных аппаратах

Наиболее распространенной конструкцией являются трубчатые аппараты. Поверхность теплообмена таких аппаратов состоит из одной или нескольких труб. Поверхность простейшего теплообменника – типа «труба в трубе» выполняется из одной трубы, омываемой изнутри одним теплоносителем, а снаружи – другим, который протекает в кольцевом пространстве между теплообменной трубой и кожухом.

хом. Схема такого аппарата показана на рисунке 1.2. Если теплообменник состоит из нескольких труб, то они собираются в трубный пучок с помощью трубных досок. Трубы с трубными досками заключены в кожух.

Рассмотрим принципы теплового расчета рекуперативных теплообменников с однофазными теплоносителями. Обычно при расчете аппарата определяется либо площадь поверхности теплообмена (конструкторский расчет), либо количество переданной теплоты и конечные температуры теплоносителей (поверочный расчет). В основе теплового расчета теплообменных аппаратов лежат уравнение теплового баланса и теплопередачи.

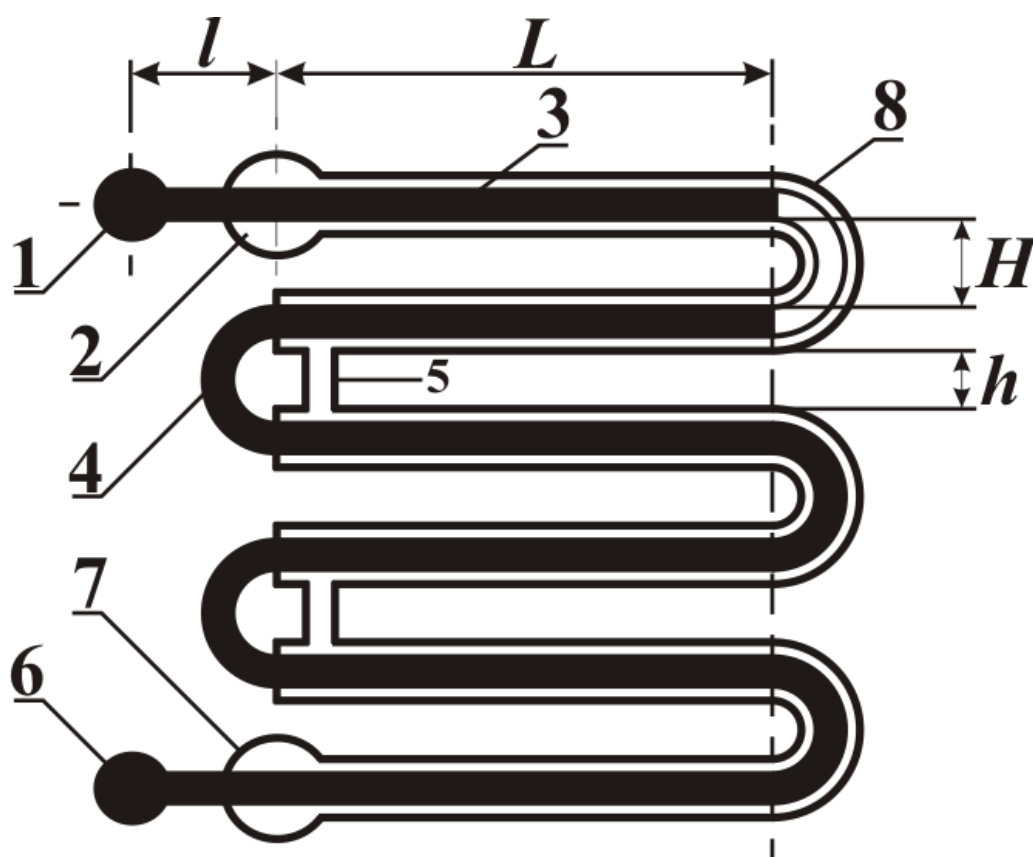


Рисунок 1.2 – Схема теплообменника типа труба в трубе: 1, 6 – вход и выход одного теплоносителя; 2, 7 – выход и вход другого теплоносителя; 3, 4 – внутренняя труба; 5 – соединение межтрубного пространства; 8 – наружная труба

При стационарном режиме работы, если пренебречь утечками теплоты в окружающую среду, передаваемый в аппарате тепловой поток равен уменьшению энтальпии горячего теплоносителя и увеличению энтальпии холодного теплоносителя:

$$dQ = -G_T di_T = G_X di_X; \quad (1.1)$$

$$Q = G_{\Gamma} (i_{\Gamma}'' - i_{\Gamma}') = G_{\text{X}} (i_{\text{X}}'' - i_{\text{X}}'), \quad (1.2)$$

где G – массовый расход теплоносителя, кг/с; i' и i'' – энтальпия на входе и выходе из аппарата, Дж/кг. Индекс “Г” обозначает горячий теплоноситель, “X” – холодный. Уравнение (1.2) и есть уравнение теплового баланса.

Если вместо энтальпии ввести теплоемкость при постоянном давлении c_p , воспользовавшись соотношением $di = c_p dT$, то (1.2) примет вид:

$$Q = G_{\Gamma} \bar{c}_{\text{p}\Gamma} (T_{\Gamma}' - T_{\Gamma}'') = G_{\text{X}} \bar{c}_{\text{p}\text{X}} (T_{\text{X}}'' - T_{\text{X}}'), \quad (1.3)$$

где $\bar{c}_{\text{p}\Gamma}$ и $\bar{c}_{\text{p}\text{X}}$ – средние значения теплоемкостей горячего и холодного теплоносителей соответственно в интервалах температур от T_{Γ}' до T_{Γ}'' и от T_{X}' до T_{X}'' . Уравнение (1.1) примет при этом вид:

$$dQ = -G_{\Gamma} c_{\text{p}\Gamma} dT_{\Gamma} = G_{\text{X}} c_{\text{p}\text{X}} dT_{\text{X}}. \quad (1.4)$$

Иногда вводится понятие полных теплоемкостей массовых расходов горячего и холодного теплоносителей:

$$C_{\Gamma} = G_{\Gamma} \bar{c}_{\text{p}\Gamma}, \quad C_{\text{X}} = G_{\text{X}} \bar{c}_{\text{p}\text{X}}. \quad (1.5)$$

где C – водяной эквивалент, Вт/К.

Из вышеприведенных уравнений следует, что

$$\frac{C_{\Gamma}}{C_{\text{X}}} = \frac{T_{\text{X}}'' - T_{\text{X}}'}{T_{\Gamma}' - T_{\Gamma}''} = -\frac{dT_{\text{X}}}{dT_{\Gamma}}, \quad (1.6)$$

т.е. отношение изменения температур однофазных теплоносителей обратно пропорционально отношению их полных теплоемкостей (водяных эквивалентов).

Для элемента площади поверхности теплообмена dF уравнение теплопередачи в дифференциальной форме записывается в виде

$$dQ = K\Delta T dF, \quad (1.7)$$

где K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); $\Delta T = T_{\Gamma} - T_{\text{X}}$ – текущий температурный напор. Суммарный тепловой поток через площадь поверхности теплообмена

$$Q = \int_0^F K \Delta T dF. \quad (1.8)$$

Для определения Q необходимо знать распределение K и ΔT по площади поверхности теплообмена. Для однофазных теплоносителей коэффициент теплопередачи обычно изменяется незначительно и поэтому принимается постоянным по всей площади поверхности теплообмена.

Тогда

$$Q = \int_0^F K \Delta T dF = K \overline{\Delta T} F, \quad (1.9)$$

где средний по площади поверхности теплообмена температурный напор

$$\Delta T = \overline{\Delta T}_{\text{лог}} = \frac{\Delta T_{\text{Б}} - \Delta T_{\text{М}}}{\ln \frac{\Delta T_{\text{Б}}}{\Delta T_{\text{М}}}}, \quad (1.10)$$

справедлив, как при прямотоке, так и при противотоке. Здесь $\Delta T_{\text{Б}}$ – больший температурный напор; $\Delta T_{\text{М}}$ – меньший температурный напор (рис. 1.3)

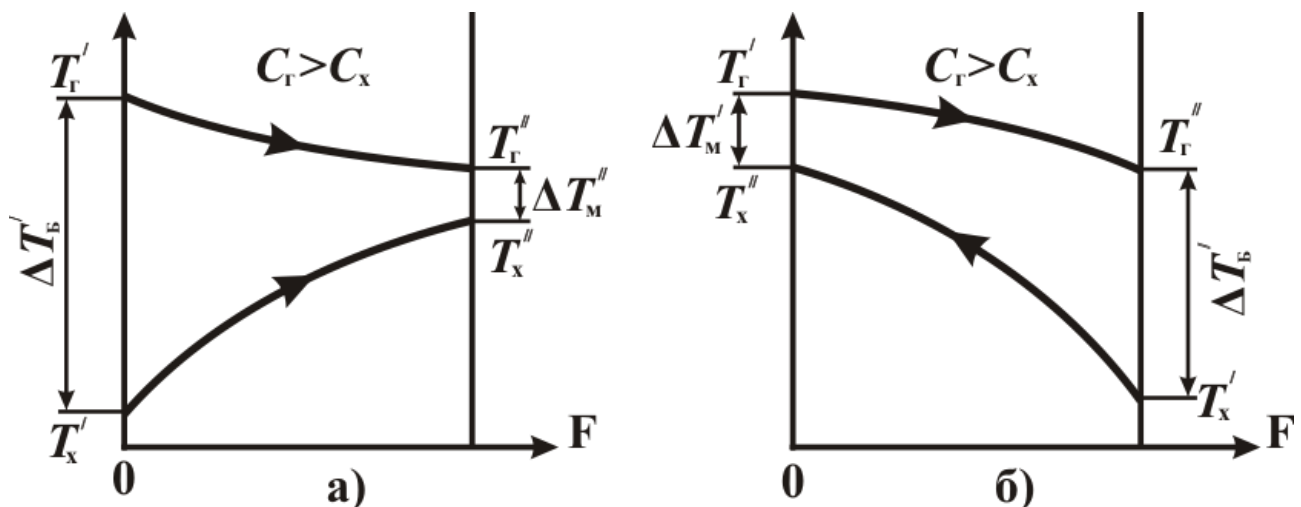


Рисунок 1.3 – Изменение температур теплоносителей вдоль поверхности теплообмена

Если температура теплоносителей вдоль поверхности теплообмена изменяется незначительно по сравнению с температурным напором, то температурный напор можно определить как среднеарифметический между ΔT_B и ΔT_M , т.е.

$$\overline{\Delta T} = \frac{1}{2}(\Delta T_B + \Delta T_M). \quad (1.11)$$

Формулу (1.11) используют, если $\frac{\Delta T_B}{\Delta T_M} < 2$.

Уравнение (1.9) и является уравнением теплопередачи. Оно позволяет при конструкторском расчете определить площадь поверхности теплообмена F .

Если в теплообменном аппарате коэффициент теплопередачи существенно изменяется на отдельных участках поверхности теплообмена (как, например, для аппаратов с кипением или конденсацией теплоносителя на части поверхности), вводится средний по поверхности коэффициент K .

Для плоской стенки коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (1.12)$$

где α_1, α_2 – коэффициенты теплопередачи; δ – толщина стенки; λ – коэффициент теплопроводности материала стенки; для цилиндрической стенки при отнесении теплового потока соответственно к внутренней и наружной поверхности

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{d_1}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{d_1}{\alpha_2 d_2}}; \quad (1.13)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} \cdot \frac{d_2}{d_1} + \frac{d_2}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (1.14)$$

где α_1, α_2 – коэффициенты теплоотдачи внутри и снаружи трубы; d_1 и d_2 – внутренний и наружный диаметры.

Если $\frac{d_2}{d_1} < 1,8$, что в большинстве случаев на практике выполняется, то вполне допустимо использование определения K по формуле для плоской стенки (1.12), т.е.

$$Q = K\pi d_0 l \overline{\Delta T}, \quad (1.15)$$

где $d_0 = d_2$ при $\alpha_1 \gg \alpha_2$; $d_0 = d_1$ при $\alpha_2 \gg \alpha_1$, и $d_0 = 0,5 \cdot (d_1 + d_2)$ при $\alpha_1 \approx \alpha_2$; здесь l – длина труб.

Если ввести линейный коэффициент теплопередачи для цилиндрической стенки

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}}, \quad (1.16)$$

то

$$Q = K_l \pi l \overline{\Delta T}. \quad (1.17)$$

Необходимые для определения коэффициента теплоотдачи расчетные зависимости приводятся в учебниках, монографиях и справочниках [4, 5, 6, 8, 9].

Для сравнения прямотока с противотоком будем сравнивать количество переданного тепла при одинаковых KF , $G_\Gamma \overline{c_{\text{пр}}}$, $G_x \overline{c_{\text{рх}}}$, T'_Γ , T'_x (рис. 1.4).

Из графика видно, что эти схемы равноценны только при очень больших и очень малых значениях $\frac{C_\Gamma}{C_x}$ (практически при $\frac{G_\Gamma \overline{c_{\text{пр}}}}{G_x \overline{c_{\text{рх}}}} < 0,5$

и $\frac{G_\Gamma \overline{c_{\text{пр}}}}{G_x \overline{c_{\text{рх}}}} > 10$) или при очень малых значениях $\frac{KF}{G_\Gamma \overline{c_{\text{пр}}}}$ (меньше 0,1).

Первое условие соответствует малому изменению температуры одного из теплоносителей, во втором случае температурный напор значительно больше изменения температуры теплоносителя. Во всех остальных случаях, при прочих равных условиях, при противотоке передается больший тепловой поток. Поэтому с данной точки зрения противоточная схема является предпочтительной. Следует также об-

ратить внимание на то, что только при противотоке можно получить $T_x'' > T_r'$ (при прямотоке это в принципе невозможно).

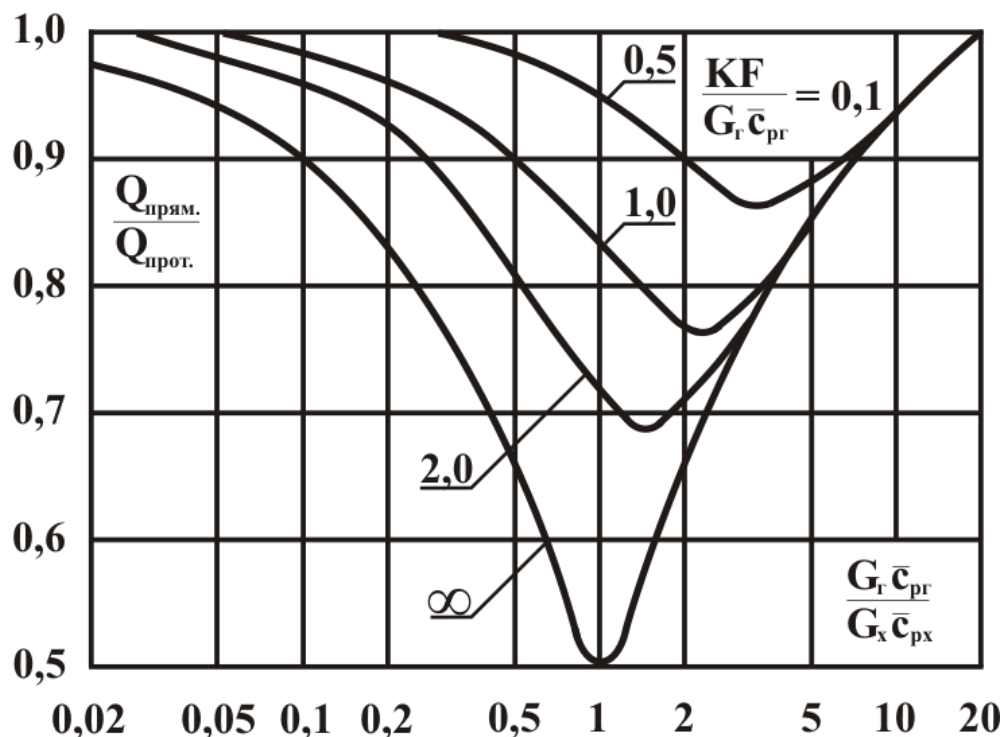


Рисунок 1.4 – Зависимость отношения предельных при прямотоке и проти-

вотоке тепловых потоков $\frac{Q_{\text{прям.}}}{Q_{\text{прот.}}}$ от $\frac{G_r \bar{c}_{pg}}{G_x \bar{c}_{px}}$ и $\frac{KF}{G_r \bar{c}_{pg}}$

Однако при противотоке температура поверхности теплообмена вблизи входа горячего теплоносителя оказывается более высокой, чем при прямотоке. При высоких температурах горячего теплоносителя данное обстоятельство приходится учитывать.

К современным теплообменным аппаратам предъявляются повышенные требования по компактности, габаритам и массе. При заданных значениях тепловой мощности, расходов теплоносителей и гидравлических сопротивлений уменьшить габариты и массу аппаратов можно либо за счёт увеличения коэффициентов теплопередачи, либо за счёт более плотной компоновки (уменьшения диаметра труб и расстояния между ними). Перспективным является путь уменьшения габаритных размеров и массы аппарата за счет интенсификации теплообмена.

Известно много методов интенсификации теплообмена. Среди них особое место занимает закрутка потока в трубах с помощью различного рода винтовых вставок (закрученные ленты, шнеки) по всей длине трубы или на ее части, тангенциального подвода теплоносителя

ля в трубу, лопаточных завихрителей, расположенных на входе или периодически. Необходимо отметить, что применение винтовых ставок нецелесообразно при развитом турбулентном течении, так как основное возмущение они вносят в ядро потока, а основное термическое сопротивление расположено в пристенном слое. Поэтому рост сопротивления значительно опережает рост интенсивности теплообмена.

Кроме того, с целью интенсификации используются также криволинейные каналы (змеевиковые и спиральные). В ряде случаев для интенсификации теплообмена можно применять наложение на вынужденное течение колебаний расхода. При наличии в канале акустического резонанса теплоотдача существенно увеличивается в зоне пучности скорости стоячей волны. При этом заметно возрастает и средняя теплоотдача.

Эффективным методом интенсификации теплоотдачи является создание в пристенной области отрывных зон. Наилучшие результаты получаются при турбулизации потока созданием на стенках каналов плавно очерченных выступов или канавок. Их не рекомендуется располагать слишком часто ($\frac{t}{h} = 5 \dots 10$, где t – шаг, а h – высота турбулизатора), так как возникающие при этом за турбулизатором пульсации не успеют заметно затухнуть на пути к следующему турбулизатору и будут диффундировать в ядро, увеличивая тем самым интенсивность пульсаций. Подобное явление имеет место в шероховатых трубах и ведет к значительному росту гидравлических потерь при небольшом повышении теплоотдачи.

Если же увеличивать расстояние между турбулизаторами, то дополнительно возникшие в зоне вихри и генерируемые при их периодическом разрушении турбулентные пульсации переносятся потоком близко к стенке, повышая среднее значение коэффициента турбулентной теплопроводности λ_t только около нее, а значит, интенсификация теплоотдачи будет достигнута ценой минимальных гидравлических потерь. При слишком большом ($\frac{t}{h} = 50 \dots 100$) расстоянии между турбулизаторами дополнительная турбулентность успевает заметно затухнуть на некотором расстоянии от турбулизатора, и остальной участок канала до следующего турбулизатора по структуре потока будет мало отличаться от гладкого канала.

Максимальное увеличение теплоотдачи $\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}}$ и гидравлического сопротивления $\frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$ достигается при $\frac{t}{h} \cong 10$, причем максимум $\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}}$ не зависит от формы турбулизатора, а максимум $\frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$ сильно зависит (он минимален при плавной форме турбулизатора). Отношение коэффициентов сопротивлений обычно используют при оценке эффективности интенсификации теплообмена в канале теплообменника. Для поверхности теплообмена при сложной схеме движения теплоносителей уже необходимо использовать потери давления.

Проведенный анализ позволил выбрать рациональный метод интенсификации теплообмена в каналах любого поперечного сечения и разработать способы его реализации. Для трубчатых теплообменных аппаратов в работе [6, 12] предложен метод интенсификации теплообмена. На наружной поверхности теплообменных труб накаткой наносят периодически расположенные кольцевые канавки (рис. 1.5). При этом на внутренней поверхности труб образуются кольцевые диафрагмы с плавной конфигурацией. Диаграммы и кольцевые канавки турбулизуют поток в пристенном слое и обеспечивают интенсификацию теплообмена как снаружи, так и внутри труб. При этом наружный диаметр труб не увеличивается, что позволяет использовать их в тесных пучках и не менять существующей технологии сборки трубчатых теплообменных аппаратов. Данные теплообменные поверхности применяются в трубчатых аппаратах, работающих на газах и жидкостях, а также при кипении и конденсации теплоносителей.

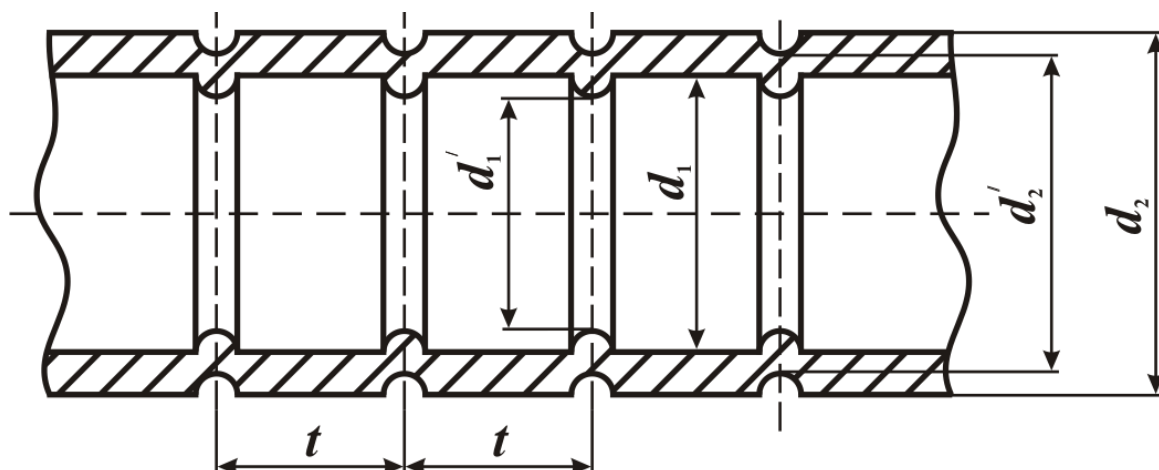


Рисунок 1.5 – Профиль теплообменных труб с накаткой

Увеличение коэффициентов теплоотдачи и гидравлического сопротивления в трубах с кольцевыми диафрагмами по сравнению с гладкими удобно учитывать отношениями $\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}}$ и $\frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$ при одинаковых числах Re (индекс “гл” относится к гладкой трубе). При определении коэффициентов теплоотдачи в трубах с кольцевыми диафрагмами и в пучках труб с кольцевыми канавками увеличение площади поверхности теплообмена не учитывалось, т.е. плотность теплового потока рассчитывалась по поверхности гладкой трубы. При определении Re и коэффициента гидравлического сопротивления ξ скорость потока рассчитывалась по проходному сечению гладких каналов.

Были найдены оптимальные параметры турбулизаторов. Установлено, что отрывные зоны как источники вихревых структур формируют неустойчивость вязкостных течений, расширяя тем самым переходную область, в которой достигаются наиболее эффективные соотношения между ростом коэффициента теплоотдачи и гидравлического сопротивления ($\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}} = 2,83$ при $\frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}} = 2,85$). На основе выявленного механизма взаимодействия искусственных турбулизаторов с потоком в области перехода и слаборазвитой турбулентности установлено, что рациональная интенсификация достигается в этих условиях при достаточно больших высотах диафрагм ($\frac{d'_1}{d_1} = 0,92$) и опти-

мальном шаге $\frac{t}{d_1} = 1$ (рис. 1.6).

В области развитого турбулентного течения наиболее эффективные результаты получаются при невысоких диафрагмах ($\frac{d'_1}{d_1} = 0,94$) и небольшом шаге ($\frac{t}{d_1} = 0,25...0,5$). На рисунке 1.6 показано изменение

$\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}}$ и $\frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$ в зависимости от $\frac{d'_1}{d_1}$ и $\frac{t}{d_1}$ и при Re =

$4 \cdot 10^5$. С увеличением высоты диафрагмы (с уменьшением $\frac{d'_1}{d_1}$) отно-

шение $\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}}$ вначале резко возрастает, а затем стабилизируется. Гидравлическое сопротивление с увеличением высоты диафрагм возрас-

тает сначала плавно, а затем резко. В области малых высот диафрагмы ($\frac{d_1'}{d_1} = 0,96...0,993$) изменяется диапазон изменения $\frac{d_1'}{d_1}$ и $\frac{t}{d_1}$, в котором рост теплоотдачи равен или опережает рост гидравлического сопротивления, т.е. $\frac{Nu}{Nu_{гп}} > \frac{\xi}{\xi_{гп}}$. Соотношения $\frac{Nu}{Nu_{гп}} = \frac{\xi}{\xi_{гп}}$ при $\frac{t}{d_1} = 0,25$ увеличиваются с ростом Re, достигая значения ~ 2 при $Re = 4 \cdot 10^5$.

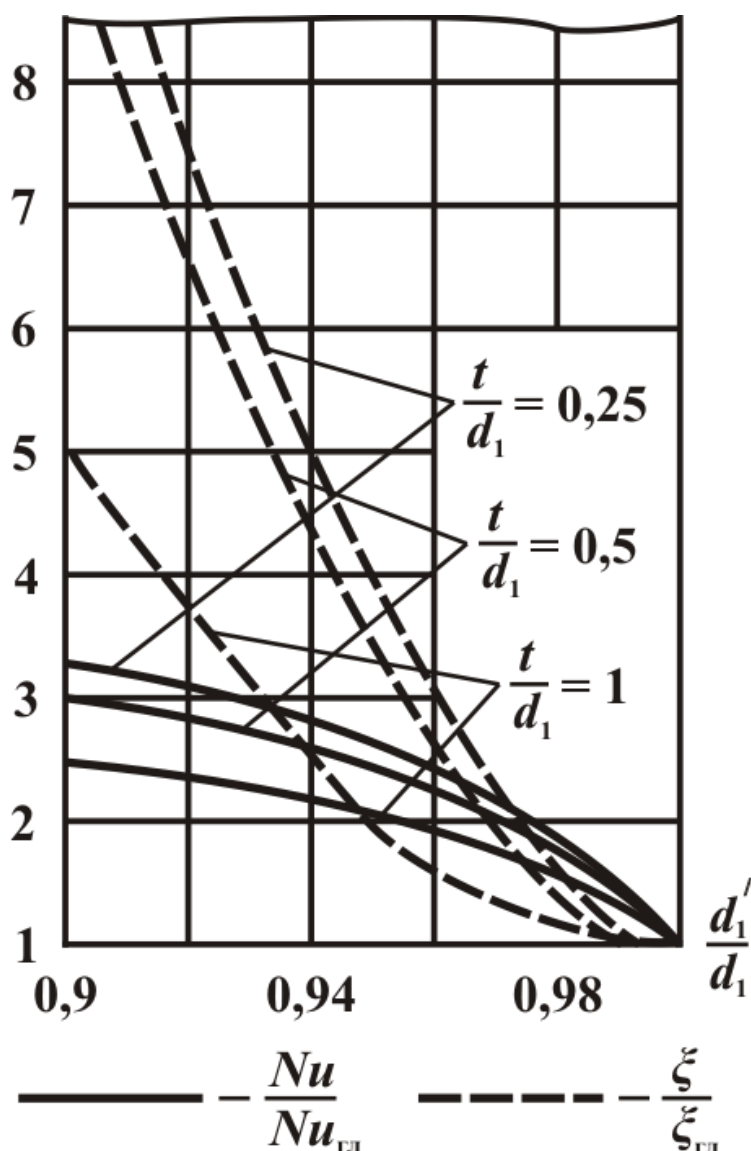


Рисунок 1.6 – Изменение коэффициентов теплоотдачи и гидравлического сопротивления для труб с кольцевыми диафрагмами

Теоретический анализ структуры турбулентных течений в каналах и отрывной зоне, как источника увеличения турбулентности в по-

токе, а также экспериментальные исследования турбулентности в каналах различного поперечного сечения позволили обнаружить признанную в качестве научного открытия неизвестную ранее закономерность изменения теплоотдачи на стенках каналов с дискретной турбулизацией потока при вынужденной конвекции, заключающуюся в том, что в определенном диапазоне соответствующих размеров и расположений турбулизаторов рост теплоотдачи больше роста гидравлического сопротивления по сравнению с аналогичным гладким каналом [16]. Использование практически реализуемого соотношения

$$\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}} < \frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$$

гидравлического сопротивления теплообменника уменьшить не только объем аппарата, но и площадь его поперечного сечения.

Применение данного метода интенсификации позволяет уменьшить объем теплообменного аппарата примерно в два раза при неизменных значениях тепловой мощности и мощности на прокачку теплоносителя.

Значительный эффект наблюдателя в переходной области. При этом объем теплообменного аппарата может быть уменьшен в 2,5 раза.

Область с $\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}} > \frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$ имеет место и при продольном обтекании

пучков труб с кольцевыми канавками, вплоть до $\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}} = 1,4 \dots 1,5$ при

относительном шаге размещения труб в пучке $\frac{S}{d_2} = 1,2$. При этом

объем аппарата может быть снижен на одну треть. Накатка труб с различными соотношениями между глубиной канавок снаружи и высотой диафрагм внутри труб позволяет получить оптимальную интенсификацию теплоотдачи по обеим сторонам поверхности теплообмена при различных шагах размещения труб в пучке

($\frac{S}{d_2} = 1,05 \dots 1,5$).

1.2 Описание экспериментальной установки

Экспериментальная установка размещена на специальном столе (рис. 1.7) и состоит из макета теплообменного аппарата 5, блока управления и контрольно-измерительных приборов 7, микропроцессора с клавиатурой 4, 6 и телевизионного монитора 3.

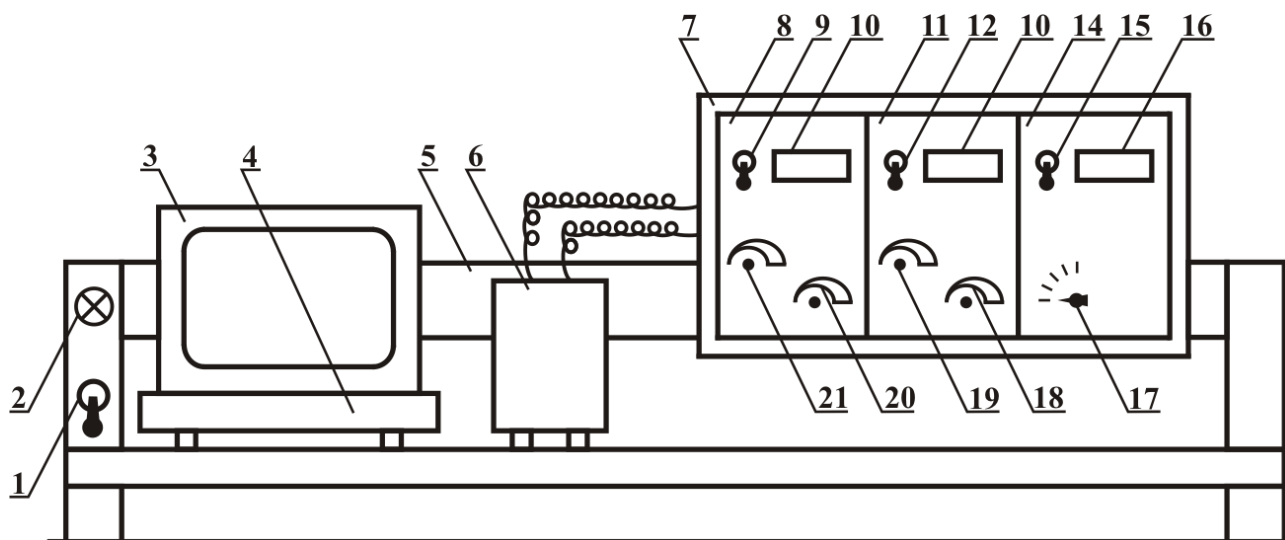


Рисунок 1.7 – Общий вид пульта управления и контрольно-измерительных устройств экспериментальной установки: 1 – тумблер сетевого питания; 2 – сигнальная лампа питания; 3 – монитор; 4 – клавиатура ЭВМ; 5 – макет теплообменного аппарата; 6 – ЭВМ; 7 – блок управления и контрольно-измерительных приборов; 8 – блок давления 1; 9 – тумблер переключения датчиков давления; 10 – индикаторный прибор для измерения давления горячего теплоносителя; 11 – блок давления 2; 12 – тумблер переключения датчиков давления; 13 – индикаторный прибор для измерения давления холодного теплоносителя; 14 – блок температуры; 15 – тумблер включения измерительных приборов; 16 – милливольтметр; 17 – переключатель датчиков температур; 18 – ручка регулятора расхода холодного теплоносителя; 19 – регулятор нагрева горячего теплоносителя; 20 – ручка регулятора расхода горячего теплоносителя; 21 – регулятор нагрева холодного теплоносителя

Блок управления и контрольно-измерительных приборов состоит из трех секций: блоков давления 8 и 11, и блока температуры 14.

Первый блок 8 включает в себя ручки регулирования расхода горячего теплоносителя 20 (путем изменения положения регулирующей задвижки) и температуры горячего теплоносителя на входе в аппарат 21. Расход контролируется по показаниям дифференциального манометра 10, установленного на этом же блоке, температура – по милливольтметру 16, установленному в блоке температур. Второй блок давления 11 включает в себя ручки регулирования расхода хо-

лодного теплоносителя 18 (путем изменения положения регулирующей задвижки) и температуры холодного теплоносителя на входе в аппарат 19. Расход контролируется по показаниям дифференциального манометра 13, установленного на этом же блоке, температура – по милливольтметру. В блоке температуры 14 – температуры горячего и холодного теплоносителя перед диафрагмами (ЭДС соответствующих термопар ЕГ и ЕХ); а также температуры горячего теплоносителя на входе и выходе (соответственно ЕГ₁ и ЕГ₂) и холодного (ЕХ₁ и ЕХ₂) измеряются с помощью милливольтметра 16.

На данной установке применен метод имитационного моделирования. Рабочая программа исследования вводится в память микропроцессора. Одним из основных управляющих органов при проведении исследования является клавиатура 4 с присоединенным монитором 6, на котором выбираются схемы течения в теплообменном аппарате типа «труба в трубе» и вводятся основные режимные параметры установки.

Рабочий участок создан по аналогии с реальным, описание которого приведено в [10]. Схема участка отображается на телевизионном мониторе. Принято, что он состоит из внутренней трубы, по которой течет горячий теплоноситель, и концентрично с ней расположенной наружной трубы. В кольцевом зазоре течет холодный теплоноситель. В качестве теплоносителей по обеим сторонам можно брать воздух или воду.

Расположенный на установке макет теплообменника имеет следующие геометрические размеры: внутренний диаметр теплообменной трубы $d_1 = 0,014$ м, наружный $d_2 = 0,016$ м, внутренний диаметр трубы $d_3 = 0,034$ м, длина $l = 1,01$ м. При исследовании теплообменного аппарата можно менять его геометрические параметры в следующих пределах: $d_1 = 0,006 \div 0,022$ м; $d_2 = 0,008 \div 0,024$ м; $d_3 = 0,01 \div 0,04$ м; $l = 0,3 \div 5$ м.

При исследовании теплообменника, в котором на трубе размещены кольцевые турбулизаторы, необходимо также задать диаметр кольцевых диафрагм d'_1 (D 11), диаметр кольцевых канавок d'_2 (D 21), шаг размещения диафрагм и канавок t (T).

Горячий и холодный теплоносители попадают в теплообменник, пройдя регулируемую задвижку и диафрагмы расходомера. Возможна подача горячего и холодного теплоносителей в одном направлении по схеме прямотока (показано на схеме сплошной стрелкой для

горячего теплоносителя), и в противоположных направлениях по схеме противотока (показано на схеме пунктирной линией).

Предусматриваются измерения следующих параметров: перепад давлений на диафрагме горячего теплоносителя ΔP_{Γ} (ДРГ), перепад давлений на диафрагме холодного теплоносителя ΔP_{\times} (ДРХ); давление перед диафрагмой горячего теплоносителя P_{Γ} (РГ) (для воздуха); давление перед диафрагмой холодного теплоносителя P_{\times} (РХ); ЭДС термопары перед диафрагмой горячего теплоносителя E_{Γ} (ЕГ) (для воздуха); ЭДС термопары перед диафрагмой холодного теплоносителя E'_{Γ} (ЕГ1) (для воздуха); ЭДС термопары на входе горячего теплоносителя в теплообменнике E'_{Γ} (ЕГ1); ЭДС термопары на выходе горячего теплоносителя из теплообменника E''_{Γ} (ЕГ2); ЭДС термопары на входе холодного теплоносителя E'_{\times} (ЕХ1); ЭДС термопары на выходе холодного теплоносителя E''_{\times} (ЕХ2): давление и перепады давлений измерены в кгс/м², ЭДС термопар в мВ. Перевод показаний термопар в °С производится по градуировочной таблице хромель-копелевых термопар.

1.3 Порядок проведения опытов

После включения установки в сеть, введения и запуска рабочей программы на мониторе высвечивается тема лабораторной работы.

В рекомендуемом диапазоне основных режимных параметров (прил. 1), по заданию преподавателя выбирается один из вариантов предстоящего опыта и с помощью клавиатуры вводятся геометрические параметры теплообменника (рис. 1.7): D1, D11, D2, D21, D3, T, L; вид теплоносителя по горячей и холодной сторонам (0 – воздух, 1 – вода); схема течения (0 – прямоток, 1 – противоток). По окончании набора параметров и контроля их ввода на экране монитора высвечивается схема экспериментальной установки с отображением направления течения теплоносителей и расположением измерительных устройств.

После этого на пульте установки (рис. 1.7) включается тумблер питания измерительных приборов 15 и можно приступить к исследованию рабочего процесса. С помощью регулятора расхода на втором блоке давления 18 устанавливается расход холодного теплоносителя путем изменения давления перед диафрагмой РХ, а давление РХ и перепад давлений на диаграмме ДРХ фиксируется по индикаторному прибору 13 последовательным переключением тумблера 12. С помощью регулятора расхода на первом блоке давления 20 устанавливает-

ся расход горячего теплоносителя путем изменения давления перед диафрагмой РГ, причем давление РГ и перепад давлений на диафрагме ДРГ с помощью тумблера 9 фиксируются по индикаторному прибору. Плавным вращением ручки регулятора нагревательного устройства 20 устанавливается заданное значение термоЭДС термопары, установленной на входе по горячей стороне (ЕГ1). Ручка переключателя термопар, находящаяся на блоке температуры 17, должна при этом быть в положении ЕГ1. Переключив ее в положение ЕХ1, устанавливаем с помощью ручки регулятора нагревательного устройства заданное значение термоЭДС термопары, установленной на входе по холодной стороне ЕХ1. Используемые обозначения основных режимных параметров установки соответствуют их представлению на экране монитора. Расшифровка обозначений с рекомендуемыми диапазонами их изменений приведены в приложении 1.

Регистрация измеренных величин производится по индикаторным приборам, показания которых дублируются на телевизионном мониторе.

Результаты экспериментов заносятся в протокол испытаний (табл. 1.1).

С помощью регуляторов расхода и нагрева теплообменник переводится на следующий тепловой режим и аналогичным образом снимаются необходимые показания.

По окончании проведения опытов на заданных режимах производится перевод всех регуляторов в исходное положение.

Таблица 1.1 – Протокол эксперимента

№ режима	Схема включения	Горячий теплоноситель	Холодный теплоноситель	Геометрические параметры						
				D1	D11	D2	D21	D3	T	L
				М						

№ режима	Параметры давления				Параметры температуры					
	ДРГ	ДРХ	РГ	РХ	ЕГ	ЕХ	ЕГ1	ЕХ1	ЕГ2	ЕХ2
	кгс/м ²				мВ					

1.4 Обработка результатов эксперимента

1. Определяется температура перед диафрагмами T_{Γ} и T_x , на входе в аппарат T'_{Γ} и T'_x , на выходе T''_{Γ} и T''_x по таблицам ЭДС термопар «хромель – копель» или по приближенной зависимости [11].

$$T = 273,15 + \frac{E}{0,0695}, \quad (1.18)$$

где E – ЭДС соответствующей термопары в мВ; T , К.

2. Определяются расходы горячего и холодного теплоносителей.

При использовании в качестве теплоносителя воды ее расход определяется для горячей и холодной сторон по формулам [11]

$$G_{\Gamma} = 0,0723 \sqrt{\Delta P_{\Gamma}}, \quad (1.19)$$

$$G_x = 0,0723 \sqrt{\Delta P_x}, \quad (1.20)$$

где перепады давлений ΔP_{Γ} и ΔP_x выражены в кгс/м²; G , кг/с

При использовании в качестве теплоносителей воздуха его расходы соответственно будут [11]

$$G_{\Gamma} = 0,472 \cdot 10^{-3} \sqrt{\rho_{\Gamma} \Delta P_{\Gamma}} = 0,472 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{P_{\Gamma}}{RT_{\Gamma} \cdot \Delta P_{\Gamma}}}; \quad (1.21)$$

$$G_x = 0,472 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{P_x}{RT_x \cdot \Delta P_x}}, \quad (1.22)$$

где перепады давления ΔP_{Γ} и ΔP_x выражены в кгс/м²; ρ_{Γ} – плотность воздуха перед диафрагмой, кг/м³; P_{Γ} , P_x – давление воздуха перед диафрагмами в кгс/м²; T_{Γ} , T_x – температуры воздуха перед диафрагмами в К; R – газовая постоянная для воздуха ($R = 29,3 \frac{\text{кгс} \cdot \text{м}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$).

3. По формуле (1.10) определяются среднелогарифмические температурные напоры.

4. Вычисляется температурный поток, передаваемый в аппарате

$$Q_x = G_x \overline{c_{\text{рх}}} (T''_x - T'_x); \quad (1.23)$$

$$Q_{\Gamma} = G_{\Gamma} \overline{c_{\text{рг}}} (T'_{\Gamma} - T''_{\Gamma}), \quad (1.24)$$

где теплоемкость теплоносителей $\overline{c_{\text{рг}}}$ и $\overline{c_{\text{рх}}}$ определяется по средним температурам $\overline{T_{\Gamma}} = 0,5 \cdot (T'_{\Gamma} + T''_{\Gamma})$; $\overline{T_x} = 0,5 \cdot (T'_x + T''_x)$.

5. Определяется значение коэффициента теплопередачи

$$K = \frac{Q_x}{\Delta T_{\text{лог}} \cdot F_x}, \quad (1.25)$$

если холодный теплоноситель имеет меньший коэффициент теплоотдачи (холодный теплоноситель – воздух), или по формуле

$$K = \frac{Q_{\Gamma}}{\Delta T_{\text{лог}} \cdot F_{\Gamma}}, \quad (1.26)$$

если горячий теплоноситель имеет меньший коэффициент теплоотдачи. Здесь $\overline{F_x} = \pi d_2 l$, $\overline{F_{\Gamma}} = \pi d_1 l$. Если коэффициенты теплоотдачи соизмеримы (для теплообменника «вода – вода» или «воздух – воздух») поверхность теплообмена определяется по среднему диаметру.

6. По формулам (1.5) определяются полные теплоемкости теплоносителей C_{Γ} и C_x .

7. Подсчитывается коэффициент тепловой эффективности теплообменного аппарата в каждом из режимов как отношение действительно переданного теплового потока к максимально возможному

$$\eta = \frac{Q_x}{Q_{\text{хпред}}} = \frac{Q_x}{C_x (T'_{\Gamma} - T'_x)}. \quad (1.27)$$

8. Определяется число единиц переноса теплоты (безразмерный коэффициент теплопередачи)

$$N = \frac{KF_x}{C_x}. \quad (1.28)$$

9. В соответствии с конкретным заданием, полученным от преподавателя, определяется изменение величин $\overline{\Delta T_{\text{лог}}}$, K_1 , η , N , в зависимости от вида теплоносителя, схемы течения, величин G_{Γ} , G_x , T'_{Γ} , T'_x , а также геометрических параметров аппарата d_1 , d_2 , d_3 , d_1 , l . Необходимо построить графики изменения величин $\overline{\Delta T_{\text{лог}}}$, K , η , N в зависимости от изменяющихся в эксперименте величин и проанализировать полученные результаты.

10. Если в теплообменнике один из коэффициентов теплоотдачи значительно меньше другого (например, в теплообменнике «вода – воздух» коэффициент теплоотдачи по воздуху значительно меньше,

чем коэффициент теплоотдачи по воде), то, используя метод теплообменника, можно его определить, считая известным и значение коэффициентов теплоотдачи по другой стороне. Если, например, в рассматриваемом аппарате типа «труба в трубе» горячим теплоносителем является вода, а холодным – воздух, то коэффициент теплоотдачи по воздуху

$$\frac{1}{\alpha_x d_2} = \frac{1}{K_l} - \frac{1}{\alpha_r d_1} - \frac{1}{2\lambda_c} \ln \frac{d_2}{d_1}, \quad (1.29)$$

где K_l определяется по формуле (1.17), коэффициент теплоотдачи по воде α_r согласно [12] из соотношения

$$Nu_r = \frac{\alpha_r d_1}{\lambda_r} = 0,023 Re_r^{0,8} Pr_r^{0,4} \left(\frac{Pr_r}{Pr_c} \right)^{0,25}, \quad (1.30)$$

где $Re_r = 4G_r / (\pi d_1 \mu_r)$; μ_r , λ_r , Pr_r определяются по средней температуре горячей воды $\overline{T}_r = 0,5(T'_r + T''_r)$; Pr_c определяется по температуре стенки T_c . В первом приближении принять $T_c \cong \overline{T}_r$. Коэффициент теплопроводности материала стенки принять $\lambda_c = 20 \frac{Вт}{м \cdot К}$.

Если в аппарате горячим теплоносителем является воздух, а холодным вода, то коэффициент теплоотдачи по горячей стороне α_r может быть определен с использованием формулы (1.16), где коэффициент теплоотдачи по воде α_x согласно [5] определяется по формуле

$$Nu = \frac{\alpha_x d_3}{\lambda_x} = 0,86 \left(\frac{d_2}{d_3} \right)^{-0,16} Nu_{cp} = 0,86 \left(\frac{d_2}{d_3} \right)^{-0,16} \cdot 0,023 Re_x^{0,8} Pr_x^{0,4} \left(\frac{Pr_x}{Pr_c} \right)^{0,11}, \quad (1.31)$$

где $d_3 = d_3 - d_2$ эквивалентный диаметр для кольцевого канала,

$Re_x = \frac{4G_x}{\pi (d_3 + d_2) \mu_x}$; μ_x , λ_x , Pr_x определяются по средней температуре холодной воды $\overline{T}_x = 0,5(T'_x + T''_x)$; Pr_c определяется по температуре стенки T_c . В первом приближении принять $T_c = \overline{T}_x$.

11. Результаты обработки опытных данных сводятся в табл. 1.2.

Верхняя строка в таблице 1.2 соответствует определению α_x методом теплообменника, нижняя – определению α_r .

Таблица 1.2 – Результаты обработки опытных данных

№ режима	T_{Γ}	T_x	T'_{Γ}	T'_x	T''_{Γ}	T''_x	G_{Γ}	G_x	$\overline{\Delta T}_{\text{лог}}$	$\overline{c}_{\text{рх}}$	Q_x	$\overline{c}_{\text{рг}}$	Q_{Γ}
	К	К	К	К	К	К	$\frac{\text{кг}}{\text{с}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{с}}$	К	$\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{с}}$	Вт	$\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{с}}$	Вт
1													
2													
⋮													
⋮													

№ режима	К	C_{Γ}	C_x	η	N	K_l	μ_{Γ}	λ_{Γ}	Pr_{Γ}	Re_{Γ}
							μ_x	λ_x	Pr_x	Re_x
	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{К}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{К}}$	–	–	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$\text{Па} \cdot \text{с} \cdot 10^6$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	–	–
1										
2										
⋮										
⋮										

№ Режим	Pr_c	Nu_{Γ}	α_{Γ}	α_x	μ_x	λ_x	Nu_x	Re_x	Nu_{xp}
	Pr_c	Nu_x	α_x	α_{Γ}	μ_{Γ}	λ_{Γ}	Nu_{Γ}	Re_{Γ}	$Nu_{\text{гр}}$
	–	–	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\text{Па} \cdot \text{с} \cdot 10^6$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$			
1									
2									
⋮									
⋮									

12. Для варианта определения α_x строится зависимость Nu_x от Re_x и проводится сопоставление полученных величин с расчетной зависимостью для кольцевых каналов с обогреваемой внутренней трубкой [13]:

$$Nu_{\text{xp}} = 0,0176 Re_x^{0,8} \left(\frac{d_3}{d_2} \right)^{0,16} \left(\frac{T_c}{T_x} \right)^{-0,5}. \quad (1.32)$$

Для варианта определения α_{Γ} строится зависимость Nu_{Γ} от Re_{Γ} и проводится сопоставление полученных величин с расчетной зависимостью для трубы [5]:

$$Nu_{\text{гр}} = 0,0202 Re_{\Gamma}^{0,8}. \quad (1.33)$$

13. При исследовании работы теплообменного аппарата, в котором применена интенсификация теплообмена, необходимо сопоставить полученные в п. 9 зависимости с аналогичными зависимостями для теплообменника без интенсификации теплообмена при одинаковых значениях задаваемых параметров G_Γ , G_x , T'_Γ , T'_x , d_1 , d_2 , d_3 , l .

14. При определении коэффициентов теплоотдачи по горячей стороне в аппарате с интенсификацией сопоставить полученные значения Nu_Γ с расчетной зависимостью для теплоотдачи гладкой трубы

$Nu_{\Gamma, \text{гл.}}$ (1.33) и определить отношение $\frac{Nu_\Gamma}{Nu_{\Gamma, \text{гл.}}}$ в зависимости от Re_Γ и

безразмерных геометрических параметров $\frac{d'_1}{d_1}$ и $\frac{t}{d_1}$. Построить соответствующие графики и сопоставить полученные результаты с эталонными значениями, приведенными в приложении 2.

При $Re = \text{const}$ и $\frac{t}{d_1} = \text{const}$ построить зависимость $\frac{Nu_\Gamma}{Nu_{\Gamma, \text{гл.}}}$ от

$\frac{d'_1}{d_1}$. Используя данные приложения 2, на том же графике нанести зависимость отношения коэффициентов гидравлического сопротивления

$\frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$. Определить области значения параметров, где $\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}} > \frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$ и

$\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}} < \frac{\xi}{\xi_{\text{гл}}}$.

15. При определении коэффициента теплоотдачи по холодной стороне в аппарате с интенсификаторами теплообмена сопоставить полученные значения Nu_x с расчетной зависимостью $Nu_{x, \text{гл.}}$ для теплоотдачи кольцевого канала с гладкими стенками (1.32) и определить

отношение $\frac{Nu_x}{Nu_{x, \text{гл.}}}$ в зависимости от Re_x и безразмерных геометрических параметров

$\frac{d_2 - d'_2}{d_3 - d_2}$ и $\frac{t_x}{d_3 - d_2}$. Построить соответствующие графики и сопоставить полученные результаты с эталонной зависимостью:

$$\left(\frac{Nu}{Nu_{\text{гл}}}\right) = 1 + 0,64 \left[1 - \exp\left(-17,9 \frac{d_2 - d'_2}{d_3 - d_2}\right) \right] \left(1 - 0,274 \frac{t}{d_3 - d_2} \right), \quad (1.34)$$

справедливой для $\frac{d_2 - d'_2}{d_3 - d_2} = 0 \div 0,316$; $\frac{t}{d_3 - d_2} = 0,22 \div 2$.

Контрольные вопросы

1. Какие величины характеризуют качество работы теплообменного аппарата?
2. Что такое коэффициент теплопередачи?
3. Какие преимущества имеет противоточная схема по сравнению с прямоточной схемой?
4. Что нужно сделать, чтобы уменьшить погрешность определения коэффициента теплопередачи?
5. Что нужно сделать, чтобы заметно уменьшить погрешность определения коэффициента теплоотдачи методом теплообменника?
6. Как изменить режим работы теплообменного аппарата?
7. Как влияет увеличение температуры горячего теплоносителя на входе на тепловую мощность аппарата и температуры теплоносителей на выходе из аппарата?
8. Как влияет увеличение расхода холодного теплоносителя на тепловую мощность аппарата и температуры теплоносителей на входе?
9. Показать, как изменится распределение температур горячего с холодного теплоносителей по длине канала для прямотока и противотока.
10. Каким путем можно увеличить коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата?
11. Почему при организации интенсификации теплообмена в каналах целесообразно турбулизовать пристеночные слои жидкости?

2. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА

РАСЧЕТ КОЖУХОТРУБНОГО ТЕПЛООБМЕННИКА ПРИ ИЗМЕНЕНИИ АГРЕГАТНОГО СОСТОЯНИЯ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

Цель работы – проведение конструкторского теплового расчета рекуперативного пароводяного теплообменника, когда один из теплоносителей (пар) изменяет свое агрегатное состояние.

В результате теплового расчета определяются:

- физические параметры теплоносителей;
- тепловая мощность аппарата;
- расход греющего теплоносителя из теплового баланса;
- зоны охлаждения перегретого пара и конденсации насыщенного пара;
- температурные напоры по зонам;
- коэффициенты теплоотдачи по зонам и общая поверхность нагрева;
- конструктивные размеры аппарата (длина, число трубок и диаметр кожуха);
- диаметры штуцеров для входа и выхода теплоносителей.

2.1 Общие сведения

Обычно принято выделять *проектный* (конструктивный или конструкторский) и *поверочный* расчеты теплообменников.

Конструктивный расчет делают, если требуется сконструировать новый аппарат. При этом должны быть известны: его тепловая мощность, расходы, входные и выходные параметры теплоносителей (температура или энтальпия, давление); их теплофизические свойства, условия эксплуатации теплообменника и другие, необходимые для выбора его конструкции сведения.

Расчету аппарата, как правило, предшествует технологический расчет схемы, в которой он используется. В ходе расчета определяются необходимая тепловая мощность, расходы и параметры теплоносителей до и после аппарата. Расчет теплообменников базируется на решении уравнений теплового баланса теплоносителей, уравнения теплопередачи и уравнений неразрывности теплоносителей. Эта система уравнений дополняется зависимостями для расчета коэффициентов теплоотдачи теплоносителей и формулами, связывающими ли-

нейные размеры аппаратов с площадями поверхности теплообмена и поперечных сечений каналов каждого из теплоносителей. В результате конструктивного расчета определяют значения площади поверхности теплообменника, других геометрических размеров, удовлетворяющих заданным условиям, а также число секций, из которых может компоноваться аппарат.

Поверочный расчет проводят для выявления возможности использования имеющегося или выбираемого стандартного аппарата в заданных условиях, а также для расчета режимов, отличных от номинального. По известным расходам, начальным параметрам теплоносителей и конструктивным размерам теплообменника рассчитывают передаваемую или тепловую мощность, параметры теплоносителей на выходе из аппарата, гидравлические потери, затраты мощности на прокачку теплоносителей, тепловые напряжения и сравнивают их с заданными или допустимыми.

Тепловой расчет является частью конструкторского расчета и основывается на уравнениях теплового баланса для теплоносителей и уравнении теплопередачи.

Уравнения теплового баланса горячего и холодного теплоносителей:

$$Q_{\Gamma} = G_{\Gamma} (h_{\Gamma \text{ ВХ}} - h_{\Gamma \text{ ВЫХ}}) \eta = G_{\Gamma} \Delta h_{\Gamma} \eta, \quad (2.1)$$

$$Q_{\text{X}} = G_{\text{X}} (h_{\text{X ВЫХ}} - h_{\text{X ВХ}}) = G_{\text{X}} \Delta h_{\text{X}}, \quad (2.2)$$

где Q – тепловая мощность; G_{Γ} , G_{X} – массовые расходы горячего и холодного теплоносителей; Δh_{Γ} , Δh_{X} – изменения энтальпий горячего и холодного теплоносителей; η – коэффициент, учитывающий потери теплоты в окружающую среду ($\eta = 0,97-0,99$). При отсутствии фазовых превращений $\Delta h = c \Delta t$, где c – средняя изобарная удельная теплоемкость соответствующего теплоносителя.

Уравнение теплопередачи:

$$Q = Fk\overline{\Delta t}, \quad (2.3)$$

где F – площадь поверхности теплообмена; k – коэффициент теплопередачи; $\overline{\Delta t}$ – средний температурный напор.

Из уравнения (2.3) определяют площадь поверхности теплообмена:

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}. \quad (2.4)$$

Коэффициент теплопередачи поверхности нагрева трубчатых, пластинчатых и спиральных промышленных аппаратов рассчитывают обычно по формуле для плоской стенки:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\Gamma}} + R_{\Gamma} + \frac{\delta}{\lambda} + R_{\chi} + \frac{1}{\alpha_{\chi}}}, \quad (2.5)$$

где α_{Γ} и α_{χ} – коэффициенты теплоотдачи со стороны греющего и нагреваемого теплоносителей; R_{Γ} , R_{χ} – термические сопротивления загрязнений теплопередающей стенки со стороны каждого из теплоносителей; δ – толщина стенки; λ – теплопроводность материала стенки.

Средний температурный напор рассчитывают как среднелогарифмический:

$$\overline{\Delta t} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (2.6)$$

Здесь Δt_{δ} и $\Delta t_{\text{м}}$ – соответственно наибольший и наименьший локальные температурные напоры.

2.2 Порядок расчета пароводяного подогревателя

Тепловой расчет теплообменников очень громоздок, так как выполняется методом последовательных приближений. Здесь будет рассмотрен первый этап теплового расчета.

Исходные данные для расчета многоходового кожухотрубного теплообменного аппарата: давление воды $P_{\text{в}}$, МПа; температура воды на входе $t_{\text{в вх}}$, °С; температура воды на выходе $t_{\text{в вых}}$, °С; расход нагреваемой воды $G_{\text{в}}$, т/час; давление греющего пара $P_{\text{п}}$, МПа; температура $t_{\text{п вх}}$, °С или энтальпия $h_{\text{п вх}}$, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$, пара на входе; энтальпия пара на выходе $h_{\text{п вых}}$, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$; тепловые потери $(1 - \eta)$, %. Пар на входе является перегретым, а его конденсация в аппарате завершается без переох-

лаждения, таким образом, выходящий конденсат имеет энтальпию насыщенной жидкости h' ($P_{\text{п}}$).

Изменение температур греющего пара и нагреваемой воды по ходу их движения по противоточной схеме показано на рисунке 2.1.

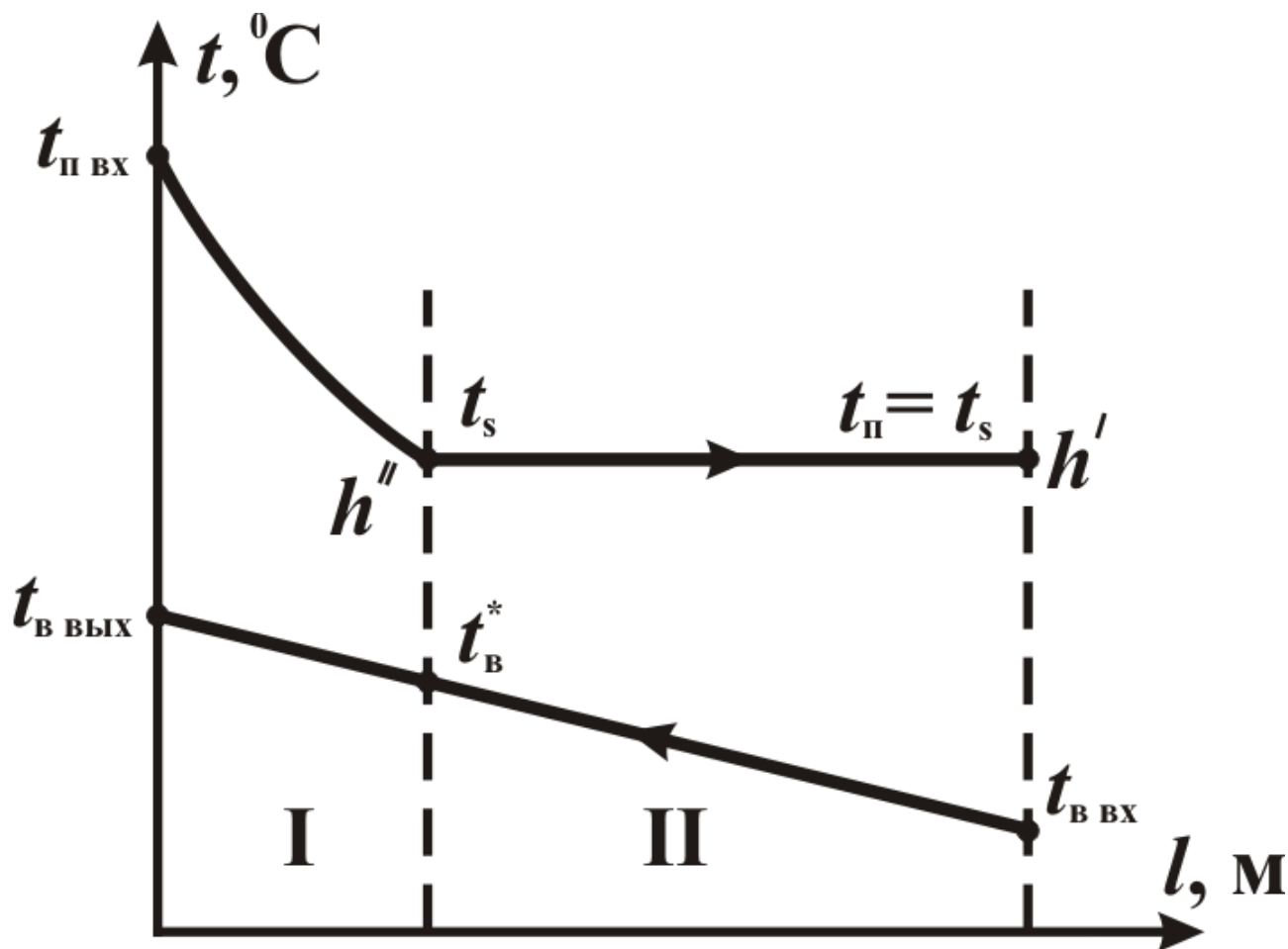


Рисунок 2.1 – Профили температур пара и воды в теплообменнике

Здесь t_s – температура насыщения (конденсации) пара, $t_{\text{в}}^*$ – температура воды в сечении начала конденсации пара. Выделенные зоны I и II различают участки с разным агрегатным состоянием греющего теплоносителя и разной интенсивностью теплоотдачи. Теплообмен при конденсации пара в зоне II характеризуется очень высоким значением коэффициента теплоотдачи. Это приводит к необходимости позонного расчета поверхности теплообмена. При расчете промышленных теплообменников зонами охлаждения перегретого пара до состояния насыщения и переохлаждения конденсата часто можно пренебречь.

1. Сначала определяют общую тепловую мощность теплообменника по условиям нагрева холодного теплоносителя (2.2):

$$Q = Q_x = G_{\text{в}} (h_{\text{в вых}} - h_{\text{в вх}}). \quad (2.7)$$

Энтальпия воды $h_{\text{В Вых}}$ и $h_{\text{В Вх}}$ находят с помощью таблиц теплофизических свойств воды и водяного пара [2] по заданным температурам и давлению:

$$\begin{aligned} h_{\text{В Вых}} &= h(P_{\text{В}}, t_{\text{В Вых}}), \\ h_{\text{В Вх}} &= h(P_{\text{В}}, t_{\text{В Вх}}). \end{aligned}$$

2. По уравнению теплового баланса горячего теплоносителя (2.1) определяют требуемый расход пара:

$$G_{\text{П}} = \frac{Q}{(h_{\text{П Вх}} - h_{\text{П Вых}})\eta}. \quad (2.8)$$

Здесь $h_{\text{П Вх}} = h(P_{\text{П}}, t_{\text{П Вх}})$ и $h_{\text{П Вых}} = h'(P_{\text{П}})$ находят с помощью теплофизических таблиц.

3. По известному значению $h_{\text{П Вх}}$ и найденному из таблиц значению энтальпии насыщенного пара $h''(P_{\text{П}})$ для сечения канала конденсации определяют тепловую мощность в зоне I:

$$Q_1 = G_{\text{П}}(h_{\text{П Вх}} - h'')\eta. \quad (2.9)$$

4. Тепловую мощность в зоне II определяют также с использованием уравнения теплового баланса:

$$Q_2 = G_{\text{П}}(h'' - h')\eta = G_{\text{П}} \cdot r \cdot \eta. \quad (2.10)$$

Заметим, что величины Q_1 и Q_2 определены с учетом тепловых потерь при нахождении $G_{\text{П}}$ (2.8).

5. Применив уравнение теплового баланса в зоне I к холодному теплоносителю:

$$Q_{\text{X1}} = G_{\text{В}}(h_{\text{В Вых}} - h_{\text{В}}^*),$$

определяют энтальпию воды на входе в зону I:

$$h_{\text{В}}^* = h_{\text{В Вых}} - \frac{Q_{\text{X1}}}{G_{\text{В}}}. \quad (2.11)$$

С помощью таблиц [2] находят температуру $t_{\text{В}}^*(P_{\text{В}}, h_{\text{В}}^*)$.

После того, как определены температуры теплоносителей в граничных условиях, переходят к расчету теплопередачи. Предварительно определяют, какой из теплоносителей подается в трубный пучок, а какой в межтрубное пространство. Поскольку по условиям расчета давление нагреваемой воды многократно превышает давление греющего пара и составляет 14-18 МПа, вода подается в трубы. Это позволяет разгрузить сам корпус теплообменника от высокого внутреннего давления.

6. По заданному расходу воды и диаметру трубок вычисляют их количество с учетом выбранной скорости течения:

$$n = \frac{4G_B}{\pi d_{BH}^2 w_B \rho_B} \quad (2.12)$$

7. Трубы в трубных решетках размещают по вершинам равносторонних треугольников, образующих правильные шестиугольники. Сначала вычисляют количество труб «*a*» на стороне наибольшего шестиугольника:

$$a = \frac{3 + \sqrt{9 + 12(n + 1)}}{6} \quad (2.13)$$

Полученный по формуле (2.13) результат необходимо округлить до целого числа.

Определяют также количество труб «*b*» на диагонали наибольшего шестиугольника:

$$b = 2a - 1. \quad (2.14)$$

8. Внутренний диаметр корпуса аппарата рассчитывают по следующим уравнениям:

для одноходовых аппаратов:

$$D_K = S(b - 1) + 4d_{нар} \quad (2.15)$$

или

$$D_K = 1,1S\sqrt{n}, \quad (2.16)$$

где S – шаг труб в пучке (расстояние между осями соседних труб) выбирают равным $(1,3-1,5)d_{\text{нар}}$;

для многоходовых аппаратов:

$$D_{\text{к}} = 1,1S \sqrt{\frac{n}{\beta}}, \quad (2.17)$$

где $\beta = 0,6 \div 0,8$ – коэффициент заполнения трубной решетки.

В отсутствии проектного задания в первом приближении расчет ведется для одноходового аппарата.

9. Определяют площадь межтрубного пространства для прохода пара:

$$f_{\text{мп}} = \frac{\pi}{4} (D_{\text{к}}^2 - nd_{\text{нар}}^2). \quad (2.18)$$

Расчет теплоотдачи и поверхности теплообмена выполняется для каждой из выделенных зон отдельно.

2.3 Расчет первой зоны

10. Вычисляют скорость пара в межтрубном пространстве:

$$w_{\text{п}} = \frac{G_{\text{п}}}{f_{\text{мп}} \cdot \rho_{\text{п}}}, \quad (2.19)$$

где $\rho_{\text{п}}$ – плотность пара, кг/м^3 .

Если скорость пара превышает 9 м/с, необходимо увеличить шаг решетки S и рассчитать новые значения размера внутреннего диаметра корпуса $D_{\text{к}}$ и скорости пара $w_{\text{п}}$.

11. Определяется средний температурный напор (2.6):

$$\overline{\Delta t_1} = \frac{(t_{\text{п ВХ}} - t_{\text{В ВЫХ}}) - (t_{\text{с}} - t_{\text{в}}^*)}{\ln \frac{t_{\text{п ВХ}} - t_{\text{В ВЫХ}}}{t_{\text{с}} - t_{\text{в}}^*}}. \quad (2.20)$$

12. Вычисляется коэффициент теплоотдачи при течении воды в трубе:

$$\alpha_{\text{в}} = \frac{Nu_{\text{в}} \lambda_{\text{в}}}{d_{\text{вн}}}, \quad (2.21)$$

где $\lambda_{\text{в}}$ – коэффициент теплопроводности воды, $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$, берется при средней температуре на участке; $d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр трубы, м.

Теплообмен с однофазной средой при турбулентном течении внутри длинных ($\frac{l}{d_{\text{вн}}} > 40$) труб характеризуется зависимостью:

$$Nu_{\text{в}} = 0,021 Re_{\text{в}}^{0,8} Pr_{\text{в}}^{0,43} \left(\frac{Pr_{\text{в}}}{Pr_{\text{ст}}} \right)^{0,25}. \quad (2.22)$$

Здесь $Re_{\text{в}} = \frac{w_{\text{в}} d_{\text{вн}}}{\nu_{\text{в}}}$ – число Рейнольдса, определяющее режим движения воды (w – скорость, м/с; ν – кинематическая вязкость, м²/с); Pr – число Прандтля, характеризующие физические свойства воды; индексы “в” и “ст” при числе Pr указывают на значение температуры, при которой определяется это число. При нагревании воды температура стенки труб близка к температуре среды, и отношение $\frac{Pr_{\text{в}}}{Pr_{\text{ст}}}$ в этом случае принимают равным единице.

13. Определяют коэффициент теплоотдачи со стороны пара на внешней поверхности труб:

$$\alpha_{\text{п}} = \frac{Nu_{\text{п}} \lambda_{\text{п}}}{d_{\text{э}}}, \quad (2.23)$$

где $Nu_{\text{п}}$ – критерий Нуссельта для пара; $\lambda_{\text{п}}$ – коэффициент теплопроводности пара, $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$; $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр по пару, м.

Эквивалентный диаметр для потока пара вычисляется по формуле:

$$d_{\text{э}} = \frac{4 \cdot f_{\text{мп}}}{\Pi_{\text{см}}}, \quad (2.24)$$

где $\Pi_{\text{см}}$ – смоченный диаметр, равный

$$\Pi_{\text{см}} = \pi(D_{\text{к}} + nd_{\text{нар}}), \text{ м.} \quad (2.25)$$

Рассчитывают критерий Нуссельта для пара по формуле, аналогичной (2.22), и полученные результаты подставляют в формулу (2.23).

14. Вычисляют коэффициент теплопередачи в первой зоне по формуле (2.5):

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_B} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_{II}}}, \quad (2.26)$$

где $\delta_{ст}$ – толщина стенки трубы, м; $\delta_3 = 0,2 \cdot 10^{-3}$ м – толщина загрязнений (накипи); $\lambda_3 = 3,49 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$ – коэффициент теплопроводности накипи.

15. Находят поверхность теплообмена в первой зоне, м^2 :

$$F_1 = \frac{Q_1}{k_1 \Delta t_1}. \quad (2.27)$$

2.4 Расчет второй зоны

Коэффициент теплоотдачи от внутренней стенки трубы к воде принимается равным α_B в первой зоне, так как теплофизические свойства воды изменяются слабо в рассматриваемом диапазоне температур.

16. Определяется средний температурный напор (2.6):

$$\overline{\Delta t_2} = \frac{(t_s - t_{B \text{ ВХ}}) - (t_s - t_B^*)}{\ln \frac{t_s - t_{B \text{ ВХ}}}{t_s - t_B^*}}. \quad (2.28)$$

17. Для расчета теплообмена в условиях конденсирующегося пара необходимо знать температуру наружной поверхности трубы $t_{сн}$, которая неизвестна. Для решения задачи применяют графоаналитический метод с использованием зависимостей между удельным тепловым потоком q и составляющими полного температурного напора на участке.

Запишем для соответствующих разностей температур при передаче теплоты через стенку:

$$t_{\text{CH}} - t_{\text{CB}} = \frac{\delta_{\text{CT}}}{\lambda_{\text{CT}}} q; \quad (2.29)$$

при передаче теплоты через накипь:

$$t_{\text{CB}} - t_{\text{H}} = \Delta t_{\text{H}} = \frac{\delta_3}{\lambda_3} q; \quad (2.30)$$

при передаче теплоты от накипи к воде:

$$t_{\text{H}} - t_{\text{B}} = \frac{1}{\alpha_{\text{B}}} q. \quad (2.31)$$

Суммируя левые и правые части уравнений (2.29)-(2.31), получаем:

$$t_{\text{CH}} - t_{\text{B}} = \left(\frac{\delta_{\text{CT}}}{\lambda_{\text{CT}}} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_{\text{B}}} \right) q. \quad (2.32)$$

Величину удельного теплового потока q при передаче теплоты от водяного пара к стенке вычисляют по формуле:

$$q = \frac{M}{d_{\text{нар}}^{0,25}} (t_{\text{с}} - t_{\text{CH}})^{0,75}, \quad (2.33)$$

где комплекс M , $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^{1,75} \cdot \text{К}^{0,75}}$, может быть вычислен по формуле

$$M = 1,34(5700 + 56 \cdot t_{\text{с}} - 0,09 t_{\text{с}}^2). \quad (2.34)$$

Из формулы (2.33) следует

$$t_{\text{с}} - t_{\text{CH}} = \left(\frac{d_{\text{H}}^{0,25}}{M} \right)^{1,33} \cdot q^{1,33}. \quad (2.35)$$

Суммируя уравнение (2.32) и (2.35) получаем

$$t_s - t_B = \overline{\Delta t}_2 = \left(\frac{d_H^{0,25}}{M} \right)^{1,33} \cdot q^{1,33} + \left(\frac{\delta_{CT}}{\lambda_{CT}} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_B} \right) \cdot q. \quad (2.36)$$

Уравнение (2.36) решается графически в координатах $\overline{\Delta t}_2$, q , рисунок 2.2.

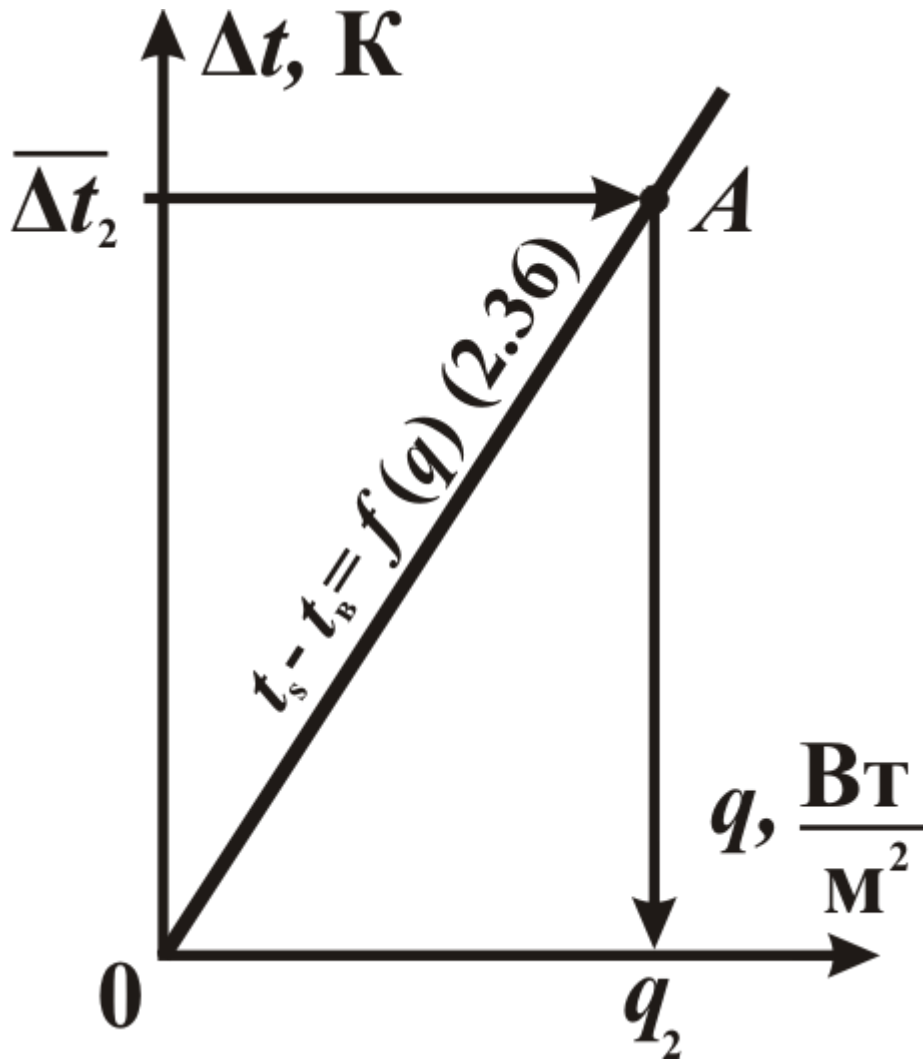


Рисунок 2.2 – График зависимости полного температурного напора от плотности теплового потока

Подставляя в (2.36) разные значения q строят график зависимости температурного напора $t_s - t_B$ от плотности теплового потока.

Затем, откладывая на оси ординат вычисленное по уравнению (2.28) значение среднего температурного напора $\overline{\Delta t}_2$, проводят горизонтальную прямую до пересечения с полученной кривой, точка A .

Из точки A опускают перпендикуляр на ось абсцисс и находят искомое значение q_2 .

Определяют коэффициент теплопередачи во второй зоне:

$$k_2 = \frac{q_2}{\Delta t_2}. \quad (2.37)$$

18. Находят поверхность теплообмена во второй зоне, м²:

$$F_2 = \frac{Q_2}{k_2 \Delta t_2}. \quad (2.38)$$

19. Суммарная поверхность теплообмена в аппарате:

$$F = F_1 + F_2. \quad (2.39)$$

20. Длина трубок в пучке, определяемая по среднему диаметру труб:

$$l = \frac{F}{\pi d_p \cdot n}, \quad (2.40)$$

где $d_p = 0,5(d_{\text{вн}} + d_{\text{нар}})$.

Если длина трубок превышает 6 м, теплообменник нужно выполнять многоходовым. В этом случае количество трубок в поперечном сечении корпуса аппарата увеличивается, что ведет и к увеличению его диаметра.

Проводят повторный расчет уже для многоходового теплообменника.

21. Внутренний диаметр входных и выходных штуцеров рассчитывают по уравнению неразрывности

$$d_{\text{шт}} = \sqrt{\frac{4G}{\pi \rho w_{\text{шт}}}}, \quad (2.41)$$

принимая скорость теплоносителя в штуцере $w_{\text{шт}}$ примерно равной его скорости в каналах теплообменной поверхности.

Задание на конструкторский расчет пароводяного теплообменника приведено в приложении 3.

3. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕПЛОТЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ И ИЗМЕНЕНИЯ ЭНТРОПИИ ПРИ ОХЛАЖДЕНИИ ОЛОВА

Цель работы – определение изменения энтропии при фазовом переходе первого рода на примере кристаллизации олова из расплава при его охлаждении; определение теплоты кристаллизации олова из закона сохранения энергии.

3.1 Теоретические основы работы

Кристаллизация – процесс перехода вещества из жидкого состояния в твердое. Процесс кристаллизации связан с выделением количества теплоты, равного теплоте плавления. Для химически чистых веществ, процесс кристаллизации протекает при постоянной температуре, равной температуре плавления.

В процессе кристаллизации упорядочивается движение частиц жидкости, постепенно прекращается перемещение молекул, возникают связанные тепловые колебания относительно узлов кристаллической решетки.

Для начала кристаллизации необходимо, чтобы в жидкости имелись центры кристаллизации – неоднородности, вокруг которых начинается процесс образования твердой фазы. Если в жидкости отсутствуют центры кристаллизации, то она может быть охлаждена до температуры более низкой, чем температура кристаллизации. В обычных условиях это, как правило, не происходит.

Количество теплоты, которое необходимо отвести от единицы массы жидкости при температуре кристаллизации для перехода жидкости в твердое состояние, называется **удельной теплотой кристаллизации** $\lambda_{кр}$. Из первого закона термодинамики $dQ = dU + dA$ следует

$$\lambda_{кр} = U_{тв} - U_{ж} + p (V_{тв} - V_{ж}), \quad (3.1)$$

где $U_{тв}$, $U_{ж}$ – внутренняя энергия единицы массы в твердом и жидком состоянии; $V_{тв}$, $V_{ж}$ – удельный объем твердой и жидкой фазы соответственно; p – давление в процессе кристаллизации.

Поскольку при переходе из жидкого в твердое состояние объем олова практически не меняется, имеем $p(V_{\text{ТВ}} - V_{\text{Ж}}) \ll U_{\text{ТВ}} - U_{\text{Ж}}$. В этом случае

$$\lambda_{\text{кр}} \approx U_{\text{ТВ}} - U_{\text{Ж}}. \quad (3.2)$$

Энтропия – функция состояния термодинамической системы. Изменение энтропии в равновесном процессе равно отношению количества теплоты, сообщенного системе, к термодинамической температуре системы:

$$dS = \frac{dQ}{T}.$$

Энтропия определяется с точностью до постоянной. Разность энтропий в двух состояниях при не обратимом процессе равна

$$S_2 - S_1 = \int_1^2 \frac{dQ}{T}, \quad (3.3)$$

где dQ – элементарное количество теплоты, полученное или отданное при бесконечно малом изменении параметров термодинамической системы; T – температура.

В процессе кристаллизации олово отдает теплоту окружающей среде при $T = \text{const}$. При этом количество теплоты, отданное окружающей среде

$$Q = \lambda_{\text{кр}} \cdot M_0 \quad (3.4)$$

где M_0 – масса олова. Так как Q – количество теплоты, отданное окружающей среде, то $Q < 0$.

Из (3.3) и (3.4) следует, что

$$S_2 - S_1 = \frac{\lambda_{\text{кр}} M_0}{T_{\text{кр}}},$$

или

$$S_2 - S_1 = \frac{(U_{\text{ТВ}} - U_{\text{Ж}})}{T_{\text{кр}}} M_0. \quad (3.5)$$

В процессе кристаллизации происходит упорядочивание структуры вещества, внутренняя энергия вещества уменьшается, что и приводит к убыванию энтропии системы.

Простейшей моделью охлаждения тела является охлаждение в среде с постоянной температурой $T_{\text{ср}}$ (в термостате). Если процесс охлаждения происходит достаточно медленно, температуру произвольной точки тела в каждый момент времени можно считать одинаковой. Такой процесс охлаждения состоит из непрерывно следующих друг за другом равновесных состояний и, следовательно, является квазистатическим обратимым процессом.

Применим закон сохранения энергии к квазистатическому процессу охлаждения твердого олова в ампуле после кристаллизации:

$$(c_0M_0 + c_aM_a) dT + \alpha F (T - T_{\text{ср}}) d\tau = 0 \quad (3.6)$$

где $(c_0M_0 + c_aM_a) \cdot dT < 0$ – количество теплоты, отданное телом среде при его охлаждении за время $d\tau$; $\alpha F (T - T_{\text{ср}}) d\tau > 0$ – количество теплоты, полученное окружающей средой через поверхность ампулы площадью F за время $d\tau$; c_0, c_a – удельные теплоемкости твердого олова и материала ампулы; M_0, M_a – массы олова и ампулы; T – температура твердого олова; $T_{\text{ср}}$ – температура окружающей среды; α – коэффициент теплоотдачи с поверхности ампулы в окружающую среду. В дальнейшем считаем, что значение α в течение всего опыта постоянно.

Применяя закон сохранения энергии к процессу кристаллизации олова, можно получить уравнения

$$\lambda_{\text{кр}} M_0 + \alpha F (T_{\text{кр}} - T_{\text{ср}}) \Delta\tau_{\text{кр}} = 0. \quad (3.7)$$

где $Q = \lambda_{\text{кр}} \cdot M_0$ – количество теплоты, отданное оловом при его кристаллизации за время кристаллизации $\Delta\tau$. Так как тепло отдано окружающей среде, то $Q < 0$; второй член суммы в (3.7): $\alpha F (T_{\text{кр}} - T_{\text{ср}}) \cdot \Delta\tau > 0$ – количество теплоты, полученное окружающей средой через поверхность ампулы за время кристаллизации $\Delta\tau$.

Из соотношения (3.6) и (3.7) следует

$$\lambda_{\text{кр}} = (c_0M_0 + c_aM_a) \cdot \frac{\Delta\tau_{\text{кр}}}{M_0} \cdot \frac{T_{\text{кр}} - T_{\text{ср}}}{T - T_{\text{ср}}} \frac{dT}{d\tau}, \quad (3.8)$$

и

$$S_2 - S_1 = \frac{\lambda_{\text{кр}} M_0}{T_{\text{кр}}}. \quad (3.9)$$

Следовательно, для определения $S_2 - S_1$ необходимо измерить температуру кристаллизации $T_{\text{кр}}$, время кристаллизации $\Delta\tau$, а также вычислить производную $\frac{dT}{d\tau}$ функции $T = f(\tau)$ во время охлаждения твердого олова после полной кристаллизации. Эти величины можно найти, изменяя температуру олова в процессе охлаждения от полного расплава до температуры остывшего олова T_0 в конце опыта.

Реальный процесс охлаждения сопровождается явлениями, вносящими погрешность в определение $\lambda_{\text{кр}}$. Главными источниками погрешности являются:

- отклонение процесса охлаждения от квазистатического;
- изменения температуры окружающей среды.

Эти процессы приводят к методической погрешности определения $\lambda_{\text{кр}}$, не превышающей $\pm 10\%$.

В принятой модели процесс охлаждения твердого олова от точки полной кристаллизации описывается уравнением (3.6). Решение этого уравнения имеет вид

$$\theta = \theta_{\text{кр}} e^{-m(\tau - \tau_2)}, \quad (3.10)$$

где $\theta = T - T_{\text{ср}}$; $\theta_{\text{кр}} = T_{\text{кр}} - T_{\text{ср}}$; $m = \frac{\alpha F}{(c_0 M_0 + c_a M_a)}$; τ_2 – точка полной кристаллизации.

Из (3.10) следует

$$\frac{d\theta}{d\tau} = \frac{dT}{d\tau} = -\theta m. \quad (3.11)$$

Коэффициент m называют **темпом охлаждения**. Он характеризует относительную скорость изменения температуры тела. Темп охлаждения можно определить из линейной зависимости, полученной логарифмической функции (3.10):

$$\ln \theta = \ln \theta_{\text{кр}} - m (\tau - \tau_2). \quad (3.12)$$

Для упрощения дальнейших выкладок введем следующие обозначения: $y = \ln \theta$; $a = -m$; $x = \tau - \tau_2$; $b = \ln \theta_{кр}$. В этих обозначениях (3.12) принимает вид

$$y = ax + b. \quad (3.13)$$

Коэффициент a и его средняя квадратичная погрешность определяются методом наименьших квадратов. После того, как найден коэффициент $a = -m$, из соотношений (3.8), (3.9), (3.12) находим

$$\lambda_{кр} = -(c_0 M_0 + c_a M_a) \frac{\Delta \tau_{кр}}{M_0} m \theta_{кр}. \quad (3.14)$$

$$S_2 - S_1 = -(c_0 M_0 + c_a M_a) \frac{\Delta \tau_{кр}}{T_{кр}} m \theta_{кр}. \quad (3.15)$$

Абсолютная погрешность косвенного измерения $\lambda_{кр}$ и $S_2 - S_1$ определяется по формулам

$$\Delta \lambda_{кр} = \lambda_{кр} \sqrt{\delta_\tau^2 + \delta_m^2}; \quad (3.16)$$

$$\Delta(S_2 - S_1) = (S_2 - S_1) \sqrt{\delta_\tau^2 + \delta_m^2} \quad (3.17)$$

При этом учтено, что отличительные погрешности определения времени кристаллизации τ и коэффициента $m = -a$ значительно превышают относительные погрешности определения c_0 , c_a , M_0 , M_a .

3.2 Описание экспериментальной установки

На рисунке 3.1 (а) изображена принципиальная схема установки. В плавильную печь 1 с помощью подъемного устройства 2 опускается ампула с оловом, в которой размещена ХК-термопара 4, соединенная с первым каналом измерителя температуры 5 (2ТРМО). По окончании плавления всей массы олова ампула поднимается из печи, и подъемное устройство стопорится винтом 7. Термопара 6, измеряющая температуру воздуха вблизи поднятой из печи ампулы, соединенная со вторым каналом измерителя температуры. Для ускорения охлаждения ампулы используется вентилятор 8.

На рисунке 3.1 (б) изображена передняя панель установки 9, на которой помещено подъемное устройство 2, регулятор температуры 10, измеритель температуры 5, тумблер 11 «СЕТЬ», тумблер включе-

ния вентилятора 12 «ВЕНТИЛЯТОР», тумблер включения питания электропечи 13 «НАГРЕВ».

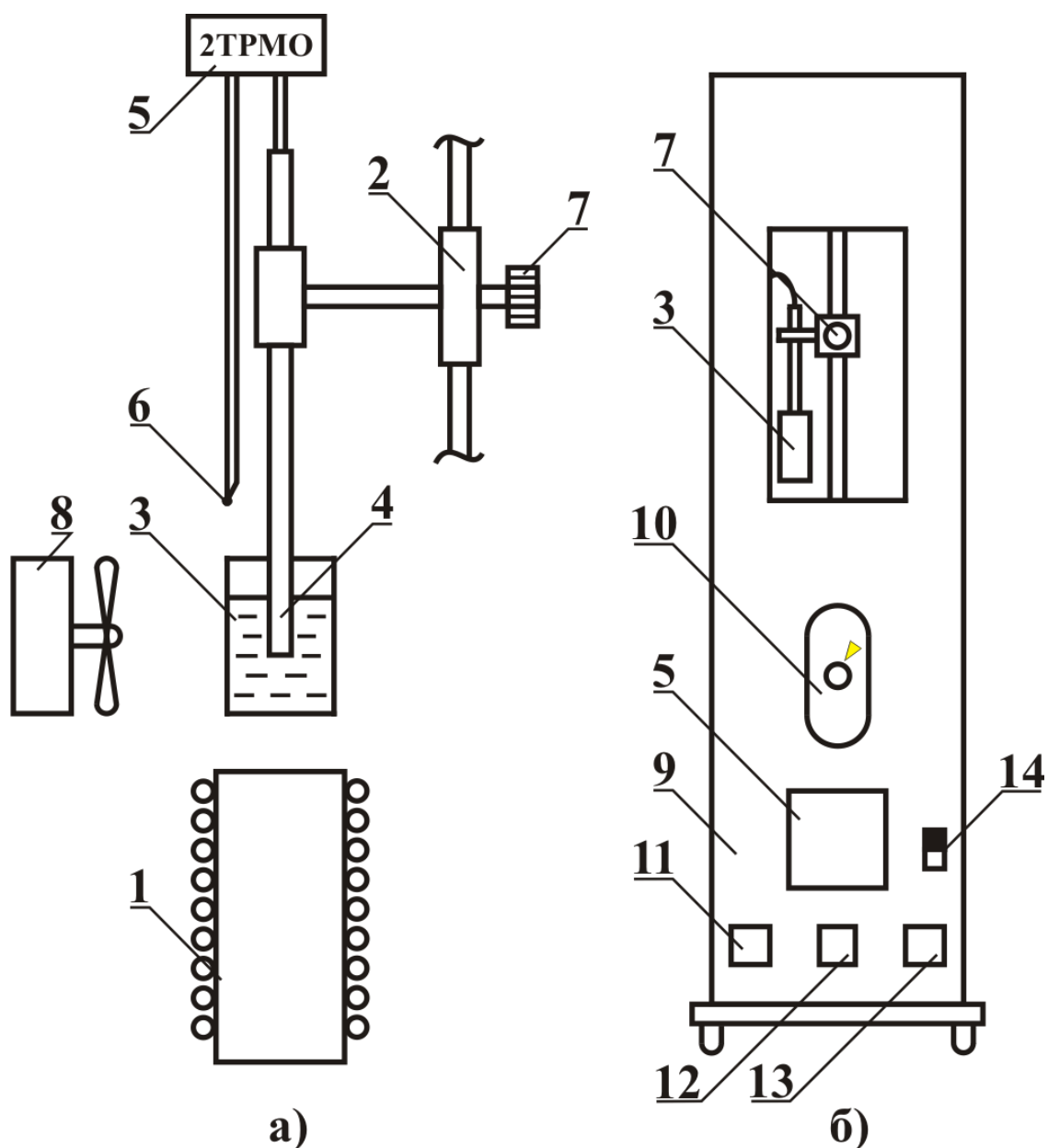


Рисунок 3.1 – Установка для определения удельной теплоты кристаллизации и изменения энтропии при охлаждении олова: а) принципиальная схема; б) передняя панель установки; 1 – плавильная печь; 2 – подъемное устройство; 3 – ампула с оловом; 4 – ХК-термопара; 5 – измеритель температуры; 6 – термопара; 7 – винт; 8 – вентилятор; 9 – передняя панель; 10 – регулятор температуры; 11 – тумблер включения сети; 12 – тумблер включения вентилятора; 13 – тумблер включения питания электропечи; 14 – тумблер включения измерителя температуры

3.3 Порядок выполнения работы

1. С помощью подъемного устройства 7 опустить ампулу с оловом 3 в электрическую печь 1.

2. Включить питание установки тумблером 11.
3. Включить питание печи тумблером 13 «НАГРЕВ». Ручку регулятора температуры повернуть по часовой стрелке до ее среднего положения (желтая метка).
4. Тумблером 15 включить измеритель температуры.
5. Следить за показаниями первого канала измерителя температуры. При достижении точки плавления олова ($t_{пл} = 232 \text{ }^\circ\text{C}$) выключить питание электропечи.
6. При достижении температуры $240 \text{ }^\circ\text{C}$ поднять ампулу из печи и зафиксировать ее крепежным винтом подъемного устройства.
7. Включить секундомер, и произвести измерения температуры олова при его охлаждении до полной кристаллизации и далее до $t = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ через равные промежутки времени (15 сек). Заполнить таблицу измерений 3.1.

Таблица 3.1 – Результаты измерений

$\tau, \text{ с}$	0	15	30	45
$t, \text{ }^\circ\text{C}$	240						100
$T, \text{ К}$	513,15						375,15
$T - T_{\text{сп}}, \text{ К}$							
$\ln (T - T_{\text{сп}})$							

Данные установки:

Масса олова	$M_0 = 0,080 \text{ кг}; \quad \Delta M_0 = 0,005 \text{ кг};$
Масса ампулы	$M_a = 0,065 \text{ кг}$
Удельная теплоемкость олова	$c_0 = 230 \text{ (Дж/кг}\cdot\text{К)}$
Удельная теплоемкость ампулы	$c_a = 380 \text{ (Дж/кг}\cdot\text{К)}$

3.4 Обработка результатов измерений

1. Построить график изменения температуры олова во времени до достижения $T = 373,15 \text{ К}$, рисунок 3.2. Выделить на графике время кристаллизации $\Delta\tau_{\text{кр}}$.

2. Построить график зависимости $\ln\theta (\tau)$, рисунок 3.3.

3. Произвести расчет темпа охлаждения твердого олова.

Пример: $\tau_2 = 170 \text{ с}; \quad \ln\theta_2 = 5,2.$
 $\tau_3 = 500 \text{ с}; \quad \ln\theta_3 = 3,55.$

$$m = \frac{\ln\theta_2 - \ln\theta_3}{\tau_3 - \tau_2} = 0,005$$

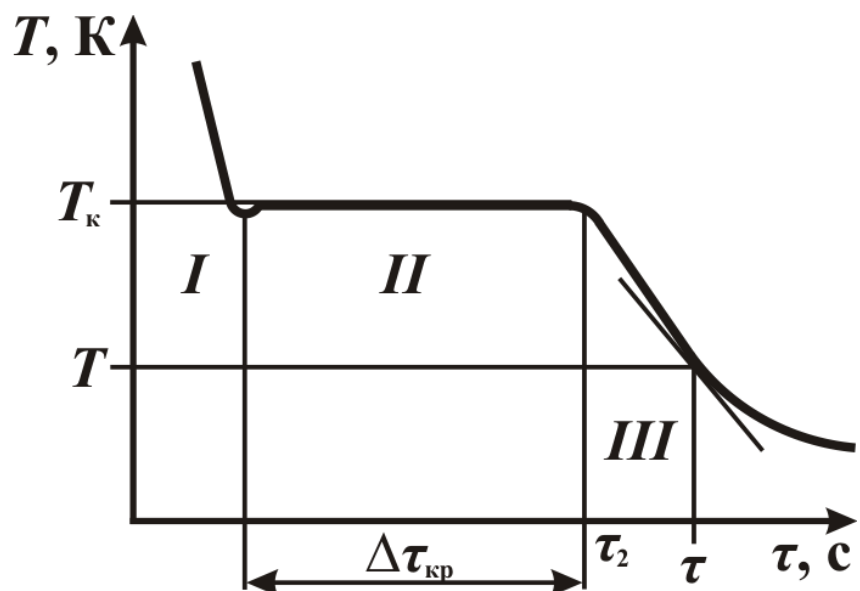


Рисунок 3.2 – График изменения температуры олова во времени

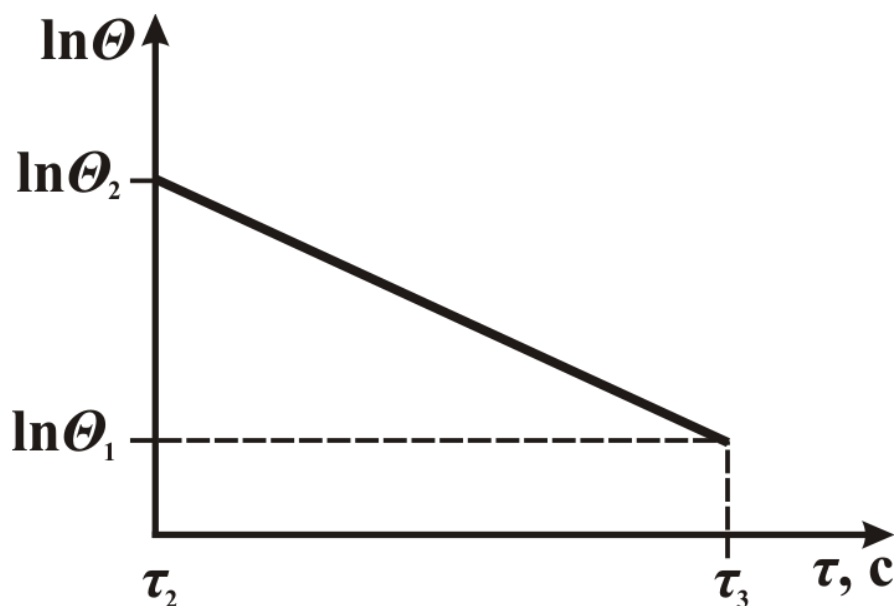


Рисунок 3.3 – График зависимости $\ln\theta$ (τ)

4. Расчет удельной теплоты кристаллизации.

Пример: $\theta_{кр} = 197,5$; $\tau_{кр} = 80$ (по рисунку 3.3),

$$\lambda_{кр} = (c_0 M_0 + c_a M_a) \cdot \frac{\theta_{кр} \Delta \tau_{кр}}{M_0} \cdot m = 48190 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}.$$

5. Расчет изменения энтропии при кристаллизации олова:

$T_{кр} = 503,3$ К (по рисунку 3.2),

$$S_2 - S_1 = -\frac{\lambda_{кр} M_0}{T_{кр}} = -8,6173 \frac{\text{Дж}}{\text{К}}.$$

6. Расчет погрешности определения удельной теплоты кристаллизации:

$$\Delta\lambda_{\text{кр}} = \lambda_{\text{кр}} \sqrt{\left(\frac{\Delta(\Delta\tau_{\text{кр}})}{\Delta\tau_{\text{кр}}}\right)^2 + \left(\frac{\Delta\ln\theta}{\ln\theta}\right)^2}.$$

Приблизительно можно принять $\Delta(\Delta\tau_{\text{кр}}) = 3 \div 5$ с; $\Delta\ln\theta = 0,05$.

7. Расчет погрешности определения изменения энтропии:

$$\Delta(S_2 - S_1) = S_2 - S_1 \sqrt{\left(\frac{\Delta\lambda_{\text{кр}}}{\lambda_{\text{кр}}}\right)^2 + \left(\frac{\Delta M_0}{M_0}\right)^2 + \left(\frac{\Delta T_{\text{кр}}}{T_{\text{кр}}}\right)^2}$$

Приблизительно можно принять $\Delta M_0 = 0,005$ кг, $\Delta T_{\text{кр}} = 2$ К.

8. Окончательные результаты:

$$\lambda = \lambda \pm \Delta\lambda, \frac{\text{Дж}}{\text{кг}};$$

$$S_2 - S_1 = S_2 + S_1 \pm \Delta(S_2 - S_1), \frac{\text{Дж}}{\text{К}}.$$

Пример: $\lambda = 48200 \pm 2100, \frac{\text{Дж}}{\text{кг}};$

$$S_2 - S_1 = -8,6 \pm 0,6, \frac{\text{Дж}}{\text{К}}.$$

Контрольные вопросы

1. Какой вид фазового превращения называют кристаллизацией?
2. Что называют удельной теплотой кристаллизации?
3. Как ведет себя температура при кристаллизации чистых веществ?
4. Как ведет себя энтропия вещества в процессе кристаллизации?
5. Какую величину называют темпом охлаждения твердого олова от точки полной кристаллизации?
6. Какова размерность удельной теплоты кристаллизации?
7. Какова размерность удельной энтропии вещества?

4. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА

РАСЧЕТ ВЫПАРНОГО АППАРАТА

Цель работы – закрепление теоретических знаний и приобретение практических навыков теплового расчета промышленных установок с учетом особенностей изменения физико-химических свойств выпариваемых растворов.

В результате технологического расчета выпарного аппарата определяются:

- тепловая мощность аппарата;
- расход греющего пара на проведение процесса;
- режимные характеристики процесса (температура кипения, выход вторичного пара и др.);
- поверхность теплообмена.

4.1 Общие сведения

Выпариванием называют процесс частичного удаления растворителя из растворов путем кипения последних. В подавляющем большинстве случаев выпариванию подвергают водные растворы твердых веществ, однако растворителями могут быть и другие жидкости. При этом методы инженерного расчета и аппаратного оформления являются общими (не зависят от вида растворителя).

По существу выпаривание представляет собой массообменный процесс – с переносом компонента из жидкой фазы в паровую. Однако на практике в ходе выпаривания в паровую фазу переходит только растворитель; растворенное вещество (за крайне редким исключением) полностью остается в растворе. При этом количество испаренного растворителя всецело определяется количеством подведенной теплоты. Поэтому процесс выпаривания трактуется и рассчитывается как тепловой [17].

Раствор какой-либо соли, подлежащей выпариванию, называется **исходным**, или **свежим раствором**. Получаемый в процессе выпаривания раствор называют **упаренным раствором**, а отводимый пар растворителя – **вторичным паром**. Вторичный пар, как правило, практически не содержит растворенного вещества (унос капель с вторичным паром стараются предотвратить), поскольку летучесть растворенного вещества по сравнению летучестью растворителя за весьма редкими исключениями невелика. В результате при удалении растворителя концентрация растворенного вещества в растворе повышается.

Концентрирование растворов методом выпаривания – один из наиболее распространенных технологических процессов в химической, пищевой и других отраслях промышленности. Многие вещества (щелочи, соли, сахар и др.) получают в виде растворов (чаще всего водных), а для дальнейшего потребления, хранения и транспортировки концентрация их должна быть значительно повышена.

При расчете процесса выпаривания используют массовую абсолютную концентрацию вещества в растворе a (кг твердого вещества / кг раствора). В технических заданиях при описании процессов выпаривания концентрацию выражают в процентах ($100a, \%$).

Произведение количества раствора S (кг) на его концентрацию a (кг твердого вещества / кг раствора) дает количество растворенного твердого вещества Sa :

$$S(\text{кг раствора})a \frac{\text{кг твердого вещества}}{\text{кг раствора}} = Sa(\text{кг твердого вещества})$$

Соответственно, произведение потока раствора S (кг/с) на его концентрацию a дает поток Sa (кг/с) твердого вещества.

Важнейшим параметром процесса выпаривания является температура кипения растворов t_k . Она зависит от химической природы растворенного твердого вещества и растворителя, причем t_k растет с повышением давления над раствором и с увеличением концентрации растворенного вещества. От температуры кипения раствора в значительной мере зависят выбор теплоносителя (и его параметров), расход теплоты и теплоносителя, движущая сила процесса теплопередачи Δt и величина необходимой поверхности теплопередачи F .

Разность между температурами кипения раствора t_k и чистого растворителя t_p при одинаковом давлении получила название **температурной депрессии** $\delta = t_k - t_p$ для раствора данной концентрации a .

В справочной литературе обычно приводятся экспериментально найденные температуры кипения или депрессии растворов различных солей при атмосферном давлении – в виде таблиц и графиков $t_k = t_k(a)$, а также $\delta = \delta(a)$; такие температуры кипения и температурные депрессии называют **стандартными** и обозначают $t_{ст}$ и $\delta_{ст}$.

В случае рабочего давления, отличного от атмосферного, температуры кипения раствора t_k и чистого растворителя t_p отличаются от стандартных в большую (при $p > 1 \text{ атм}$) и в меньшую (при $p < 1 \text{ атм}$) стороны. При этом значение t_p находят по таблицам насыщенных паров для чистого растворителя (если растворитель – вода, то по табли-

цам для чистого растворителя водяного пара) или имеющимися расчетными соотношениями: получают для воды $t_p > 100$ °С при $p > 1$ атм и $t_p < 100$ °С при $p < 1$ атм. Если рабочее давление мало отличается от атмосферного (например, на 0,01-0,03 МПа; величина такого отклонения определяется допускаемой погрешностью расчета), то можно приближенно принять, что рабочая депрессия близка к стандартной: $\delta \approx \delta_{ст}$; тогда рабочая температура кипения

$$t_k = t_p + \delta \approx t_p + \delta_{ст}. \quad (4.1)$$

Процесс выпаривания нередко проводят при давлениях над кипящим раствором в несколько атмосфер (обычно до 5-6 ат, т.е. 0,5-0,6 МПа) либо при существенном разрежении (остаточное давление, т.е. рабочее давление, 0,02-0,01 МПа и даже несколько ниже). В этих случаях от стандартного значения заметно отличается не только температура кипения чистого растворителя t_p , но и величина депрессии δ .

Зависимость температуры кипения t_k от концентрации при атмосферном давлении ($P = 0,1$ МПа) для некоторых веществ представлена в приложении 6.

Для расчета депрессии при давлениях, отличных от атмосферного, пользуются формулой [20]

$$\delta_1 = 0,01622T^2 \frac{\delta_{ст}}{r}, \quad (4.2)$$

где δ_1 , $\delta_{ст}$ – температурная депрессия соответственно при заданном и при атмосферном давлении; T – абсолютная температура; r – теплота парообразования воды при заданном давлении.

В процессах выпаривания иногда кипящий (или некипящий) раствор попадает в область (аппарат) с пониженным давлением, причем это давление может быть столь низким, что температура кипения раствора при этом давлении (t_k) оказывается ниже температуры рабочего раствора (t_0). Иными словами, поступающий раствор перегрет относительно температуры кипения при пониженном давлении. Поэтому происходит интенсивное (практически – мгновенное) испарение части жидкости за счет высвобождаемой теплоты перегрева. Такое явление получило название *самоиспарение*. Доля испарившейся жидкости e зависит, естественно, от величины перегрева, которая определяется начальной температурой раствора t_0 и разностью давлений.

4.2 Схема работы выпарного аппарата

Независимо от конкретной конструкции и режима работы выпарного аппарата его можно представить условно схемой, показанной на рисунке 4.1.

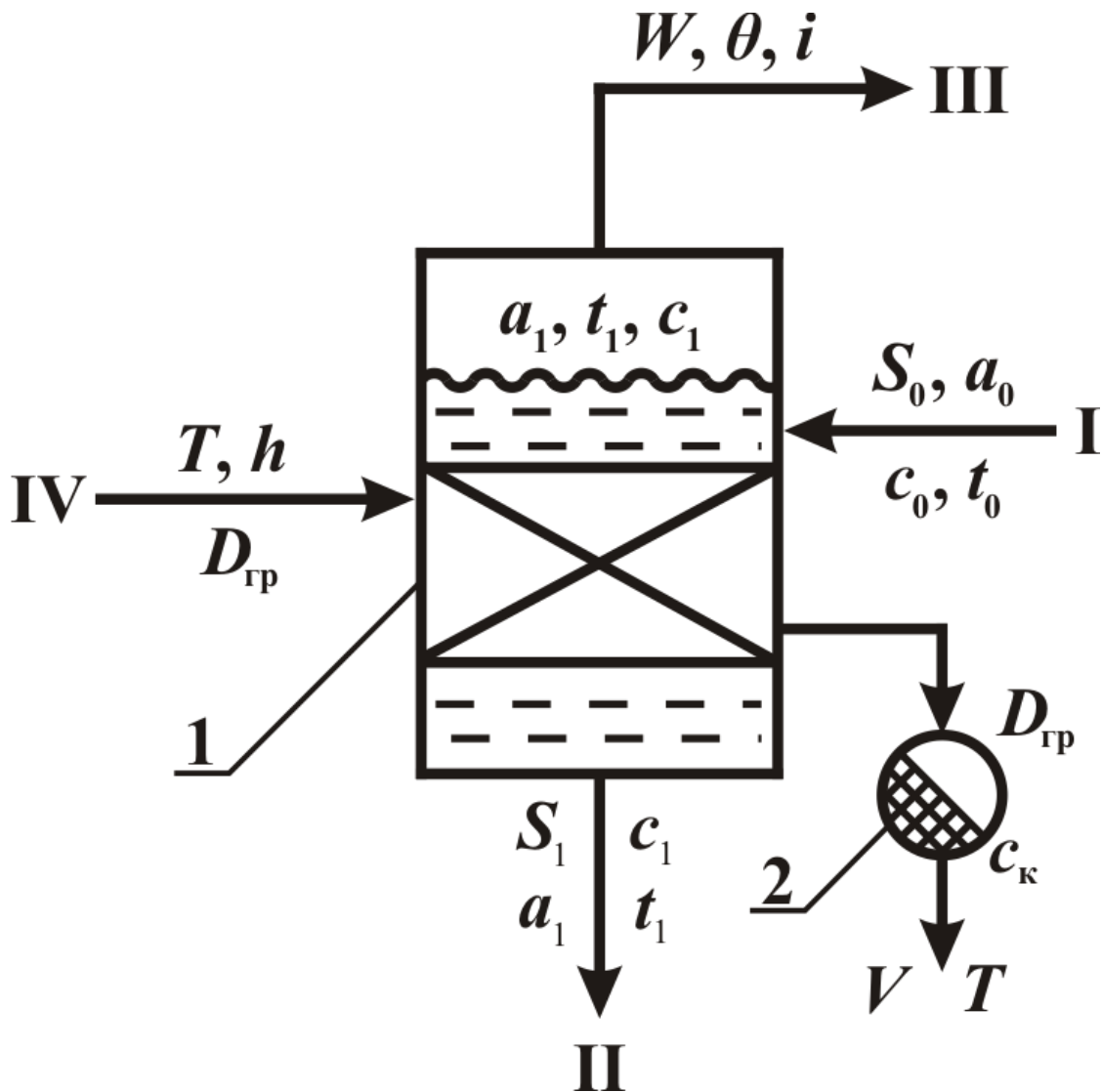


Рисунок 4.1 – Типовая схема выпарного аппарата и основные потоки:
1 – выпарной аппарат; 2 – конденсатоотводчик; I-V – обозначение потоков

Пометим крестом греющую камеру, в межтрубное пространство которой подводится насыщенный греющий пар в количестве $D_{гр}$ при температуре T (здесь и далее $^{\circ}\text{C}$) и с энтальпией h . После конденсации пара образующийся конденсат (при использовании водяного пара – вода) отводится в том же количестве $D_{гр}$ из нижней части этого пространства (теплоемкость конденсата c_k при той же температуре конденсации T). Исходный раствор с концентрацией a_0 при температуре t_0 в количестве S_0 поступает в трубное пространство выпарного аппарата. После удаления из раствора части растворителя W в виде вто-

ричного пара (его температура θ , энтальпия i) получают упаренный раствор в количестве $S_1 = S_0 - W$ при температуре кипения t_1 , соответствующей концентрации a_1 упаренного раствора. При выполнении тепловых расчетов выпарного аппарата с самоиспарением по тракту движения раствора необходимо также располагать теплоемкостями c_0 и c_1 исходного и упаренного растворов.

Характерной особенностью большинства конструкций выпарных аппаратов является интенсивное (практически – идеальное) перемешивание кипящего раствора и, следовательно, практически полное выравнивание его свойств (температуры кипения, концентрации, теплоемкости) по всему объему. Именно поэтому параметры (a , c) уходящего раствора принимаются равными таковым в зоне кипения раствора в аппарате.

В аппарат непрерывно подается S_0 , кг/с исходного раствора и $D_{гр}$, кг/с греющего пара, и непрерывно отводятся потоки W , кг/с вторичного пара и S_1 кг/с – упаренного раствора.

Материальные балансы для непрерывного процесса:

– по общему потоку рабочего раствора

$$S_0 - S_1 - W = 0, \quad (4.3)$$

– по растворенному веществу

$$S_0 a_0 - S_1 a_1 - W a_{п} = 0, \quad (4.4)$$

где в самом общем случае $a_{п}$ – концентрация вещества во вторичном паре. Так как при выпаривании твердое вещество в подавляющем большинстве случаев практически нелетучее, то вторичный пар, очищаемый в брызгоулавливающих устройствах от капель жидкости, представляет собой пары чистого растворителя, т.е. $a_{п} = 0$.

Совместное решение (4.3) и (4.4) дает для вторичного пара на основе производительности по исходному раствору (исключается S_1)

$$W = S_0 \left(1 - \frac{a_0}{a_1} \right), \quad (4.5)$$

а по упаренному раствору (исключается S_0)

$$W = S_1 \left(\frac{a_1}{a_0} - 1 \right). \quad (4.6)$$

Таким образом, при принятом способе выражения концентрации

вещества в растворе количество удаляемого растворителя зависит не от разности концентраций ($a_1 - a_0$), а от их отношения.

4.3 Последовательность расчета аппарата

Заданы подлежащий выпариванию раствор и его физические свойства, производительность аппарата по исходному раствору S_0 , начальная a_0 и конечная a_1 концентрации, давление греющего пара P_0 и давление в аппарате P_1 . Раствор на выпаривание подается предварительно подогретым до температуры кипения.

1. Определяем количество выпариваемой воды W , кг/с по уравнению (4.5):

$$W = S_0 \left(1 - \frac{a_0}{a_1} \right).$$

2. По таблицам свойств воды и водяного пара [2] или таблицам приложений 9 и 10 находим температуру насыщенных паров, $t_{п}$, °С и удельную теплоту парообразования r , $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ для давления в аппарате.

3. Определяем температуру кипения раствора t_p , °С с учетом поправок на физико-химическую $\Delta t_{ф.х.}$ и гидростатическую Δt_r температурную депрессию.

а) По таблице приложения 12 находим температуру кипения раствора $t_{ра}$ концентрацией a_1 при атмосферном давлении. Это позволяет определить стандартную депрессию:

$$\Delta t_c = t_{ра} - 100,$$

здесь за 100 °С принята температура кипения воды при атмосферном давлении.

Температурная депрессия при давлении, отличном от атмосферного, рассчитывается по формуле [20, 26]:

$$\Delta t_1 = 0,0122T^2 \frac{\Delta t_c}{r}, \quad (4.7)$$

где Δt_1 и Δt_c – температурная депрессия, соответственно, при заданном и при атмосферном давлении; T – абсолютная температура; r – теплота парообразования воды при заданном давлении в корпусе аппарата, кДж/кг.

б) Определяем поправку к температурной депрессии от гидро-

статического эффекта. Принимаем гидростатический напор от верхнего уровня жидкости в аппарате до середины, омываемой жидкостью поверхности нагрева ($H_{\text{ср}}$) равным 1,5 м столба жидкого раствора. Следовательно, повышение гидростатического давления в корпусе аппарата составляет:

$$\Delta P_{\Gamma} = H_{\text{ср}} \rho_{\text{ср}} g \cdot 10^{-6}, \text{ МПа},$$

где $\rho_{\text{ср}}$ – средняя плотность раствора, кг/м^3 , приложение 11; g – ускорение силы тяжести, м/с^2 .

Давление в среднем слое:

$$P_{\text{ср.т.}} = P_1 + \Delta P_{\Gamma}, \text{ МПа.}$$

По давлению $P_{\text{ср.т.}}$ находится температура кипения воды $t'_{\text{ср.ж.}}$, и далее определяется сама поправка:

$$\Delta t_2 = t'_{\text{ср.ж.}} - t_{\text{п}}, \quad (4.8)$$

Таким образом, температура кипения раствора с учетом поправок на температурную депрессию составит

$$t_{\text{п}} = t_{\text{ра}} + \Delta t_1 + \Delta t_2. \quad (4.9)$$

4. Тепловую мощность выпарного аппарата определяем из количества теплоты, необходимого для выпаривания раствора при давлении в аппарате:

$$Q = W \cdot r, \quad (4.10)$$

где r – теплота парообразования при давлении в аппарате P_1 .

5. Расход греющего пара составляет:

$$D_{\text{гр}} = \frac{Q}{r_{\text{п}}}, \quad (4.11)$$

где $r_{\text{п}}$ – теплота парообразования (конденсации) пара при давлении греющего пара P_0 .

6. Температурный напор в греющей камере определяем как разность между температурой конденсации греющего пара $t_{\text{к}}(P_0)$ и температурой кипящего раствора $t_{\text{п}}$:

$$\Delta t = t_{\text{к}}(P_0) - t_{\text{п}}. \quad (4.12)$$

7. Коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося пара находим по формуле конденсации пара на вертикальных поверхностях [18, 24] (индексом «К» обозначены свойства конденсата пара при температуре насыщения):

$$\alpha_{\text{п}} = 1,21\lambda_{\text{к}} \left(\frac{\rho_{\text{к}}^2 r_{\text{к}} g}{\mu_{\text{к}} H} \right)^{\frac{1}{3}} q^{-0,33} \quad (4.13)$$

здесь H – высота греющей камеры, принимаем $H = 3$ м.

Зависимость (4.13) представим в виде:

$$\alpha_{\text{п}} = A_{\text{п}} q^{-0,33}, \quad (4.13a)$$

где $A_{\text{п}} = 1,21\lambda_{\text{к}} \left(\frac{\rho_{\text{к}}^2 r_{\text{к}} g}{\mu_{\text{к}} H} \right)^{\frac{1}{3}}$.

8. Коэффициент теплоотдачи при кипении раствора в вертикальных трубах при естественной циркуляции рассчитывается по формуле [20, 24]:

$$\alpha_{\text{р}} = 54 \frac{\lambda}{l} K^{0,6} \text{Pr}^{0,3} q^{0,6}, \quad (4.14)$$

где $l = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho g}}$; $K = \left[\rho_{\text{п}} r^{0,078} \left(\frac{\rho_0}{\rho_{\text{п}}} \right)^{1,1} \right]^{-1}$; индексами «п» и «0» обозначены

плотности пара соответственно при рабочем давлении и при давлении $P = 0,098$ МПа; без индекса указаны теплофизические свойства раствора при температуре кипения; q – плотность теплового потока; r – скрытая теплота парообразования; Pr – число Прандтля.

Зависимость (4.14) представим в виде

$$\alpha_{\text{р}} = A_{\text{р}} \cdot q^{0,6}, \quad (4.14a)$$

где $A_{\text{р}} = 54 \frac{\lambda}{l} K^{0,6} \text{Pr}^{0,3}$.

9. Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений составит:

$$\sum R = \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + R_1 + R_2. \quad (4.15)$$

здесь $\delta_{ст}$ и $\lambda_{ст}$ – толщина стенки трубы и коэффициент теплопроводности материала трубы; R_1, R_2 – термическое сопротивление загрязнений стенок трубы.

В расчете принимаем $\delta_{ст} = 0,002$ м, $\lambda_{ст} = 46,5$ Вт/м·К; $R_1 = R_2 = 1/6000$ м²К/Вт.

10. Коэффициент теплопередачи для греющей камеры:

$$K = \left[\frac{1}{\alpha_{п}} + \sum R + \frac{1}{\alpha_{р}} \right]^{-1}.$$

Подставив сюда $\alpha_{п}$ и $\alpha_{р}$, имеем:

$$K = \left[\frac{1}{A_{п}q^{-0,33}} + \sum R + \frac{1}{A_{р}q^{0,6}} \right]^{-1}.$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K\Delta t = \left[\frac{1}{A_{п}q^{-0,33}} + \sum R + \frac{1}{A_{р}q^{0,6}} \right]^{-1} \Delta t,$$

откуда

$$\frac{1}{A_{п}}q^{1,33} + \sum R \cdot q + \frac{1}{A_{р}}q^{0,4} - \Delta t = 0. \quad (4.16)$$

Уравнение (4.16) решается либо на компьютере с использованием стандартного математического обеспечения, например, EXCEL, либо графически, задаваясь значениями q .

Найдя q , определяем коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{q}{\Delta t}. \quad (4.17)$$

11. Площадь греющей поверхности находим по основному уравнению теплопередачи:

$$Q = KF\Delta t,$$

откуда

$$F = \frac{Q}{K\Delta t}. \quad (4.18)$$

Варианты задания

Номер варианта	Раствор	S_0 , т/час	a_0 , %	a_1 , %	P_0 , МПа	P_1 , МПа
1	<i>NaOH</i>	8	10	35	0,45	0,30
2	<i>NaOH</i>	6	18	40	0,40	0,20
3	<i>NaOH</i>	6	10	40	0,35	0,20
4	<i>CaCl₂</i>	10	15	30	0,35	0,20
5	<i>CaCl₂</i>	8	10	35	0,30	0,15
6	<i>CaCl₂</i>	6	20	45	0,20	0,10
7	<i>KOH</i>	10	15	30	0,40	0,30
8	<i>KOH</i>	8	12	35	0,35	0,25
9	<i>KOH</i>	6	10	40	0,30	0,20
10	<i>NaCl</i>	10	18	43	0,45	0,25
11	<i>NaCl</i>	8	15	35	0,40	0,25
12	<i>NaCl</i>	6	20	40	0,35	0,20
13	<i>KCl</i>	9	18	34	0,30	0,15
14	<i>KCl</i>	7	15	30	0,25	0,15
15	<i>KCl</i>	5	17	40	0,40	0,30
16	<i>Na₂SO₄</i>	9	20	38	0,35	0,25
17	<i>Na₂SO₄</i>	7	18	35	0,30	0,20
18	<i>Na₂SO₄</i>	5	15	40	0,25	0,15
19	<i>MgCl₂</i>	10	18	32	0,40	0,30
20	<i>MgCl₂</i>	9	17	38	0,35	0,25
21	<i>MgCl₂</i>	8	15	40	0,30	0,20
22	<i>NaNO₃</i>	9	14	30	0,25	0,15
23	<i>NaNO₃</i>	8	22	32	0,40	0,25
24	<i>NaNO₃</i>	7	10	35	0,35	0,20
25	<i>NaNO₃</i>	6	11	37	0,30	0,15

5. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА

ИССЛЕДОВАНИЕ РАБОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Цель работы – исследовать разделение бинарной смеси в ректификационной колонне с построением рабочих линий для укрепляющей и отгонной частей колонны, графически найти теоретическое число тарелок в каждой части колонны при заданных условиях процесса.

5.1 Общие сведения

Ректификация является сложным видом перегонки, используемой для разделения смеси жидкостей на отдельные компоненты, имеющие различную температуру кипения. От простой дистилляции ректификацию отличает противоточный характер взаимодействия паров, образующихся при испарении, с жидкостью, получающейся при конденсации паров. Смесь, состоящая из двух компонентов, называется **бинарной смесью**, в которой компонент с более низкой температурой кипения относят к низкокипящему компоненту (НКК), а компонент с более высокой температурой кипения – к высококипящему компоненту (ВКК). При испарении в пары переходит преимущественно НКК, а ВКК концентрируется в жидком состоянии. Полученные пары, обогащенные содержанием НКК, образуют **дистиллят**, а обогащенная ВКК жидкость называется **кубовым остатком**.

Принципиальная схема ректификационной установки представлена на рисунке 5.1. Исходная смесь из промежуточной емкости 1 центробежным насосом 2 подается в теплообменник 3, где подогревается до температуры кипения. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну 5 на **тарелку питания**, где состав жидкости равен составу исходной смеси.

Стекая вниз по колонне, жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующимся при кипении кубовой жидкости в кипяильнике 4. В результате массообмена с жидкостью пар обогащается легколетучим компонентом (НКК). Для полного обогащения верхнюю часть колонны орошают жидкостью (флегмой), которая получается в дефлегматоре (конденсаторе) 6 путем конденсации пара, выходящего из колонны.

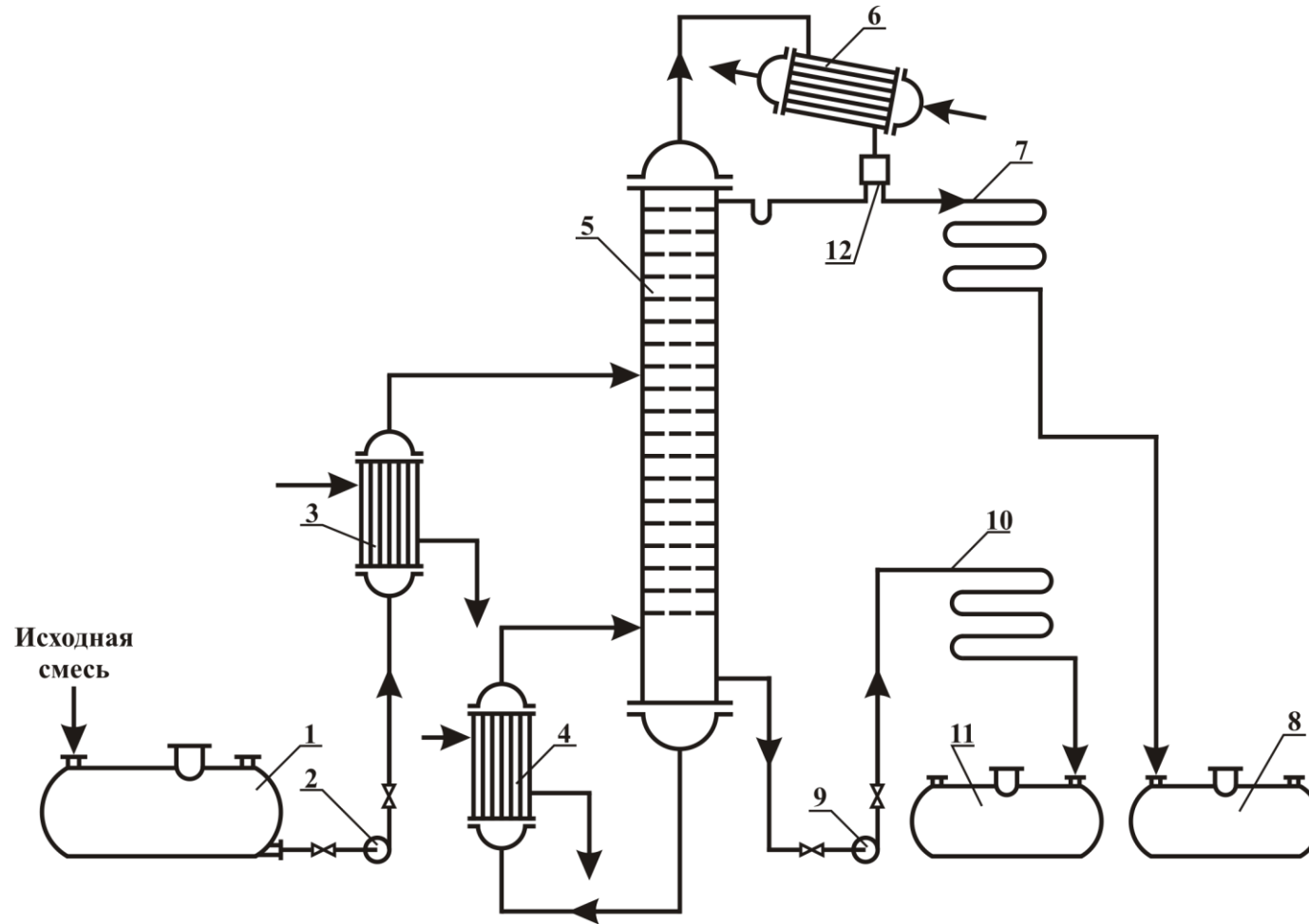


Рисунок 5.1 – Принципиальная схема ректификационной установки:

1 – емкость для исходной смеси; 2, 9 – насосы; 3 – теплообменник-подогреватель; 4 – кипятильник; 5 – ректификационная колонна; 6 – дефлегматор; 7 – холодильник дистиллята; 8 – емкость для сбора дистиллята; 10 – холодильник кубовой жидкости; 11 – емкость для кубовой жидкости; 12 – разделительный сосуд

Флегмой называют часть дистиллята, возвращаемого после его конденсации в дефлегматоре 6 в колонну. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения, который охлаждается в теплообменнике 7 и направляется в промежуточную емкость 8. Отношение потока L флегмы к потоку Π готового продукта образует **флегмовое число** $R = \frac{L}{\Pi}$.

Из нижней части колонны насосом 9 непрерывно выводится кубовая жидкость, обогащенная высококипящим компонентом (ВКК), которая охлаждается в теплообменнике 10 и направляется в емкость 11.

Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный неравновесный процесс разделения исходной бинарной смеси на дистиллят с высоким содержанием легколетучего компонента и кубовый остаток, обогащенный труднолетучим компонентом.

Для определения состава бинарной смеси достаточно знать концентрацию в ней одного из компонентов. Обычно в качестве известной задают концентрацию НКК и обозначают через x концентрацию НКК в жидкости, а через y – в паре. Тогда:

$$x_{\text{см}} = \frac{\text{кг НКК}}{\text{кг исходной смеси}} \quad - \text{ содержание НКК в исходной смеси;}$$

$$y_{\text{д}} = \frac{\text{кг НКК}}{\text{кг дистиллята}} \quad - \text{ содержание НКК в паровом дистилляте,}$$

$$x_{\text{п}} = \frac{\text{кг НКК}}{\text{кг жидкий продукт}} \quad - \text{ содержание НКК в жидком продукте;}$$

при этом $y_{\text{д}} = x_{\text{п}}$.

$$x_{\text{к.о.}} = \frac{\text{кг НКК}}{\text{кг кубового остатка}} \quad - \text{ содержание НКК в кубовом остатке;}$$

или в процентах:

$$x\% = x \cdot 100\%;$$

$$y\% = y \cdot 100\%.$$

Для понимания процессов ректификации необходимо знать свойства бинарной смеси, такие как зависимость температуры кипе-

ния и состава паров от состава жидкости. Свойства бинарных смесей удобно изучать графическим методом при помощи следующих диаграмм:

1) диаграмма зависимости температур кипения и конденсаций от состава жидкости и пара (t, x, y – диаграмма), рисунок 5.2.

2) диаграмма равновесия, выражающая зависимость между свойствами пара и жидкости (x, y – диаграмма), рисунок 5.3.

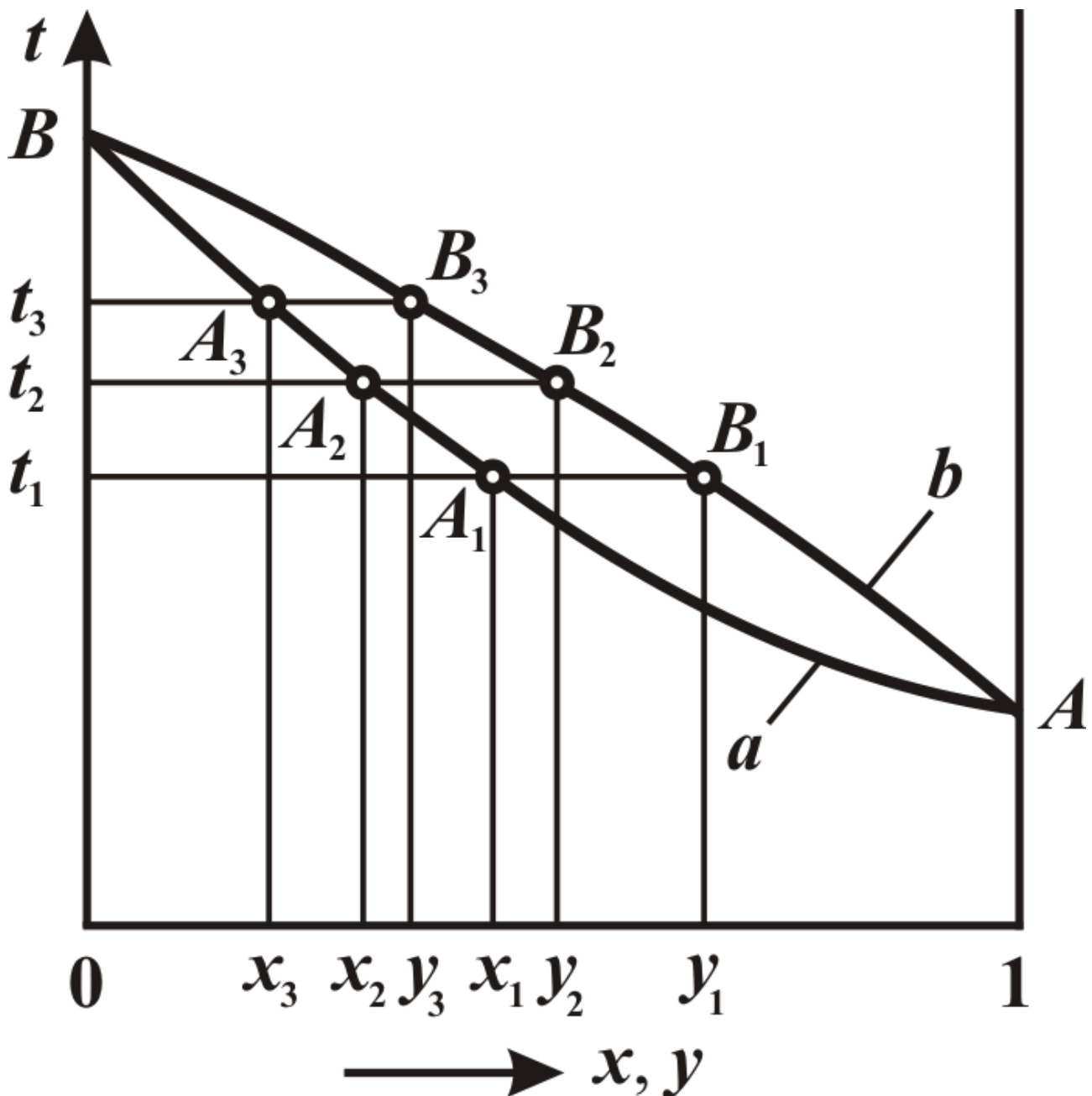


Рисунок 5.2 – Диаграмма t, x, y для идеальной бинарной смеси:
a – линия начала кипения; *b* – линия начала конденсации

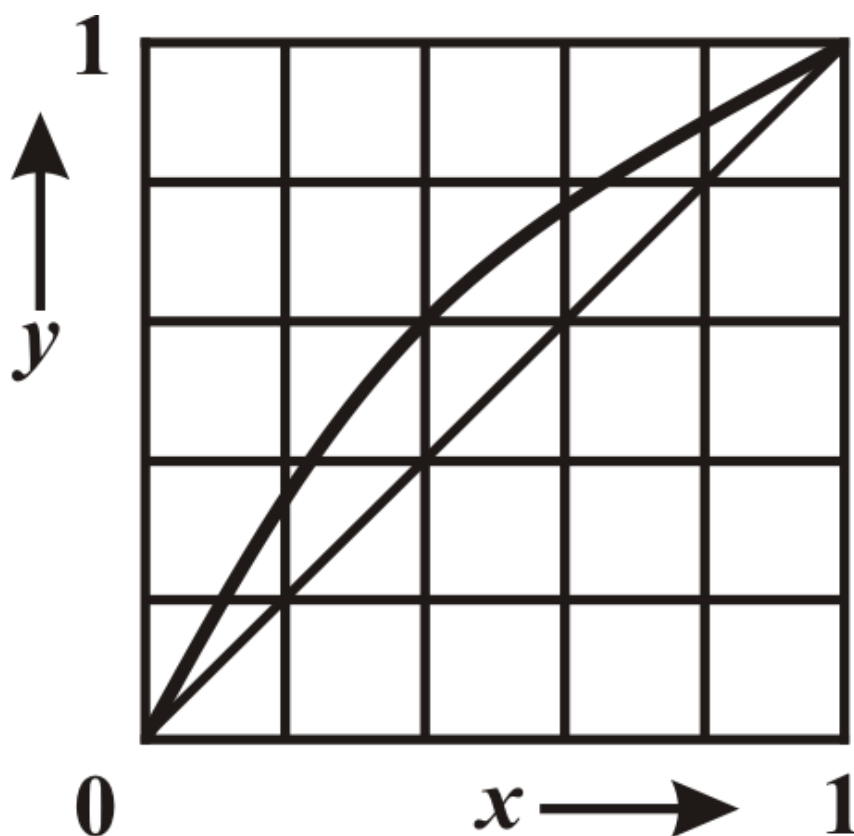


Рисунок 5.3 – Диаграмма равновесия y, x для идеальной бинарной смеси: a – линия равновесного состояния смеси; b – линия $x = y$

Точки пересечения t_1, t_2, t_3 на рисунке 5.2 с линией a дают точки A_1, A_2, A_3 , являющиеся точками начала кипения смесей различного состава – соответственно x_1, x_2 и x_3 . Пересечения этих же изотерм с линией b дают точки B_1, B_2, B_3 , являющиеся точками начала конденсации смесей состава y_1, y_2 и y_3 . Точки B ($x = 0$) и A ($x = 1$) показывают температуры кипения чистых высококипящего и низкокипящего компонентов.

Как видно из рисунка 5.2, температура кипения смеси ниже температуры кипения чистого ВКК и выше температуры кипения чистого НКК. Причем по мере увеличения в смеси содержания НКК температура ее кипения понижается.

Из рисунка 5.2 также видно, что абсциссы линий конденсации при тех же температурах больше абсцисс линий кипения, т.е. $y_1 > x_1$, $y_2 > x_2$ и $y_3 > x_3$. Это означает, что в парожидкостной смеси содержание НКК в парах больше содержания НКК в жидкости.

Равновесные составы жидкости и паров смеси представлены на рисунке 5.3, где на оси абсцисс отложены составы жидкости x , по оси ординат – равновесные с этими x составы паров y (линия a) линия равновесия расположена выше диагонали $x = y$, следовательно, в парах равновесное содержание НКК выше, чем в жидкости.

Следует отметить, что приведенные диаграммы построены при постоянном давлении $P = \text{const}$, т.е. являются изобарами состояния.

5.2 Материальный баланс колонны

Обозначим в соответствии с рисунком 5.1:

G , кг/с – количество исходной смеси, поступающей на ректификацию;

P , кг/с – количество получаемого продукта с высоким содержанием НКК (дистиллята);

M , кг/с – количество выводимого кубового остатка с высоким содержанием ВКК.

Тогда уравнение материального баланса для всего количества смеси имеет вид:

$$G = P + M. \quad (5.1)$$

Уравнение материального баланса для НКК:

$$Gx_{\text{см}} = Px_{\text{п}} + Mx_{\text{к.о.}}. \quad (5.2)$$

Обычно заданы количество смеси G и составы $x_{\text{см}}$, $x_{\text{п}}$ и $x_{\text{к.о.}}$. Количество получаемого продукта P и остатка M определяются совместным решением уравнений (5.1) и (5.2). Исключением из этих уравнений M получаем для количества получаемого раствора:

$$P = G \frac{x_{\text{см}} - x_{\text{к.о.}}}{x_{\text{п}} - x_{\text{к.о.}}}. \quad (5.3)$$

5.3 Тепловой баланс колонны

Для составления теплового баланса необходимо воспользоваться схемой изображенной на рисунке 5.4.

Приход теплоты в колонну создается следующими составляющими:

$Q_{\text{кин}}$ – теплота, выделяемая кипятильником в нижней части колонны, кВт;

$G_{\text{см}} \cdot h_{\text{см}}$ – теплота, поступающая в колонну вместе с исходной смесью, кВт;

здесь $h_{\text{см}}$ – удельная энтальпия поступающей смеси, кДж/кг.

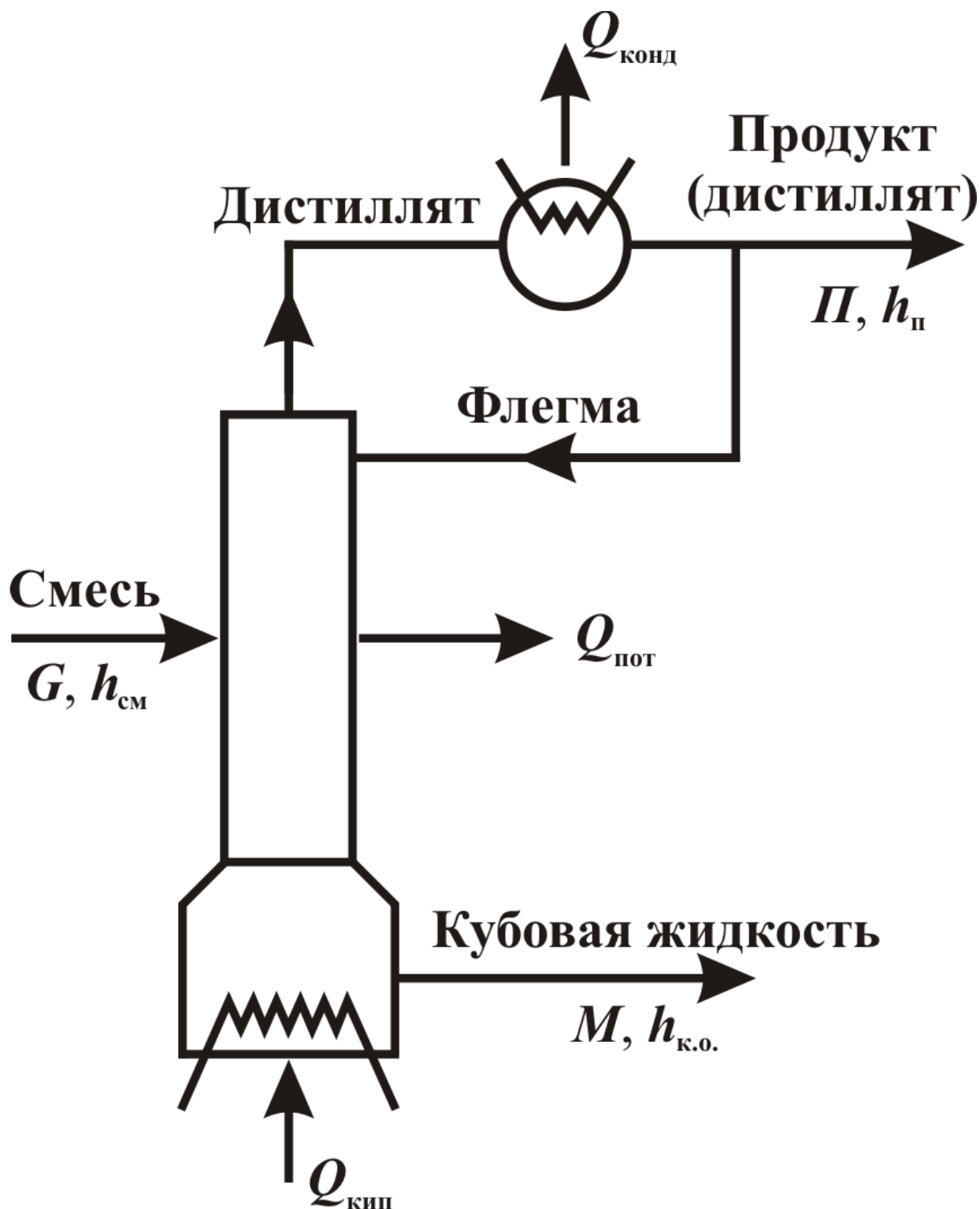


Рисунок 5.4 – Схема теплового баланса ректификационной колонны

Расход теплоты из колонны обусловлен следующими составляющими:

- $\Pi \cdot h_{\Pi}$ – теплота, выносимая вместе с потоком конечного продукта (дистиллята), кВт;
- здесь h_{Π} – удельная энтальпия жидкого дистиллята, кДж/кг;

$M \cdot h_{\text{к.о.}}$ – теплота, выносимая вместе с потоком кубовой жидкости, кВт;

здесь $h_{\text{к.о.}}$ – удельная энтальпия кубового остатка, кДж/кг;

$Q_{\text{конд.}}$ – теплота, передаваемая охлаждающей жидкости в конденсаторе (дефлегматоре), кВт;

$Q_{\text{пот.}}$ – потери в окружающую среду через стенки колонны, кВт.

Уравнение теплового баланса колонны:

$$Q_{\text{кин.}} + G_{\text{см}} \cdot h_{\text{см}} = \Pi \cdot h_{\text{п}} + M \cdot h_{\text{к.о.}} + Q_{\text{конд.}} + Q_{\text{пот.}} \quad (5.4)$$

Отсюда определяют требуемую тепловую мощность кипятильника:

$$Q_{\text{кип.}} = \Pi \cdot h_{\text{п}} + M \cdot h_{\text{к.о.}} + Q_{\text{конд.}} + Q_{\text{пот.}} - G_{\text{см}} \cdot h_{\text{см}} \quad (5.5)$$

5.4 Анализ укрепляющей части колонны

Укрепляющая часть колонны схематично представлена на рисунке 5.5. Пунктирной линией $K_{\text{уч}}$ обозначен замкнутый контур, охватывающий границы укрепляющей части колонны по произвольному сечению колонны с концентрациями НКК в рассматриваемом сечении y в выходящем потоке пара и x в нисходящем потоке жидкости. Под действием межфазного массообмена значения y и x изменяются на высоте. Вверху колонны они принимают значения $y_{\text{д}}$ и $x_{\text{п}}$, отражающие концентрацию НКК в парообразном дистилляте и возвращаемой флегме, при этом $x_{\text{п}} = y_{\text{д}}$. Для контура $K_{\text{уч}}$ составим уравнение материального баланса:

– по общим потокам масс:

$$D = \Pi + L; \quad (5.6)$$

– по потокам НКК:

$$Dy = \Pi x_{\text{п}} + Lx. \quad (5.7)$$

Подставляя D из уравнения (5.6) в (5.7), получаем:

$$(\Pi + L)y = \Pi x_{\text{п}} + Lx, \text{ или } y = \frac{\Pi}{\Pi + L} x_{\text{п}} + \frac{L}{\Pi + L} x. \quad (5.8)$$

Делением числителей и знаменателей правой части на Π преобразуем уравнение (5.8) к следующему виду:

$$y = \frac{1}{1+R} x_{\Pi} + \frac{R}{1+R} x. \quad (5.9)$$

Выражение (5.9) называется *рабочей линией для укрепляющей части колонны*, где $R = \frac{L}{\Pi}$ – флегмовое число. Уравнение рабочей линии (5.9) устанавливает связь между концентрациями НКК в восходящем потоке пара (y) и стекающей жидкости (x) в произвольном сечении укрепляющей части колонны.

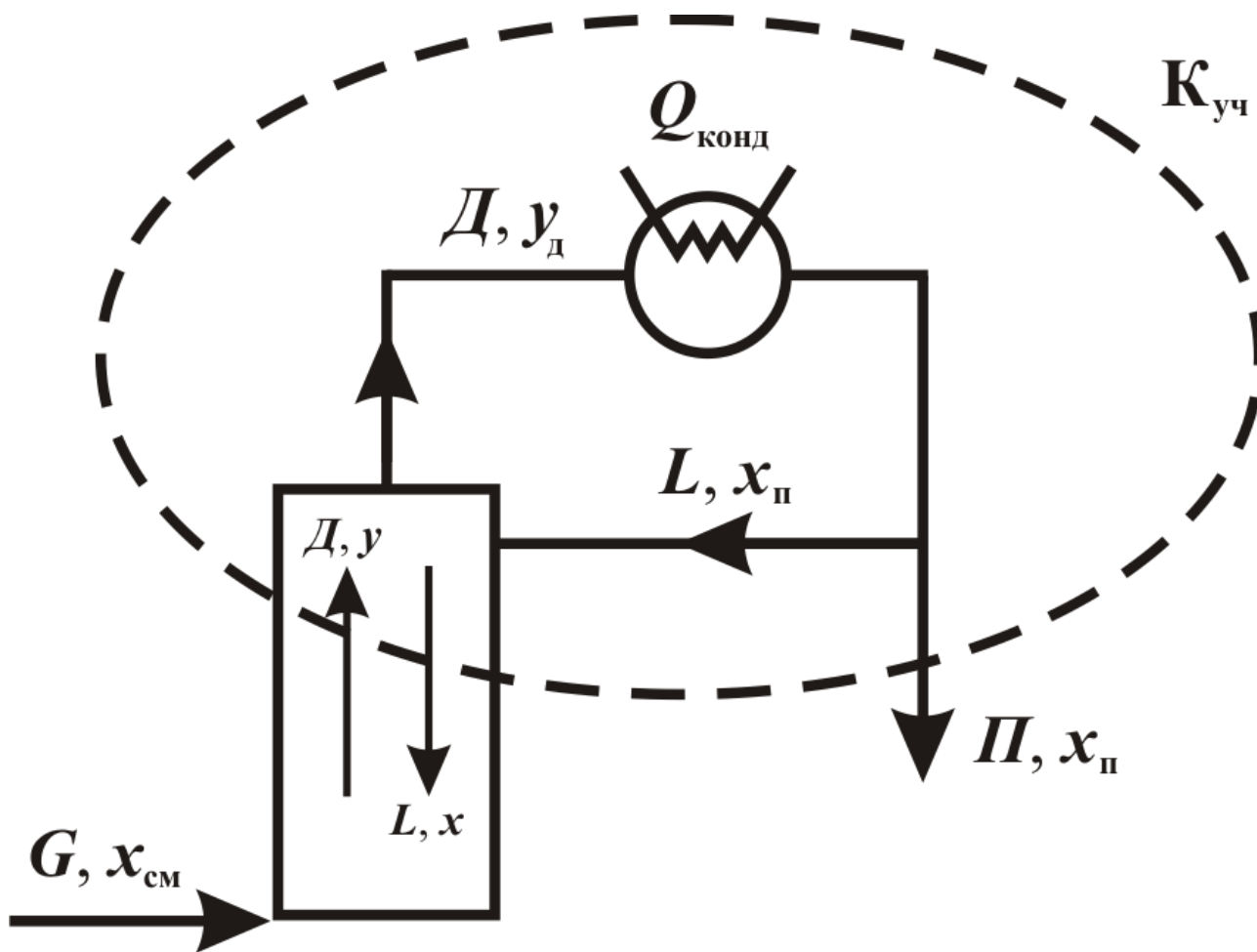


Рисунок 5.5 – Материальные потоки в укрепляющей части колонны

Геометрически (5.9) представляет уравнение прямой линии в координатах y, x . Коэффициент $\frac{R}{1+R}$ перед x равен тангенсу угла наклона α рабочей линии к оси x ; $tg\alpha = \frac{R}{R+1}$.

Первую точку находим, выбрав на оси x значение $x = 0$, в этом случае получаем $y_0 = \frac{x_{\Pi}}{1+R}$, рисунок 5.6.

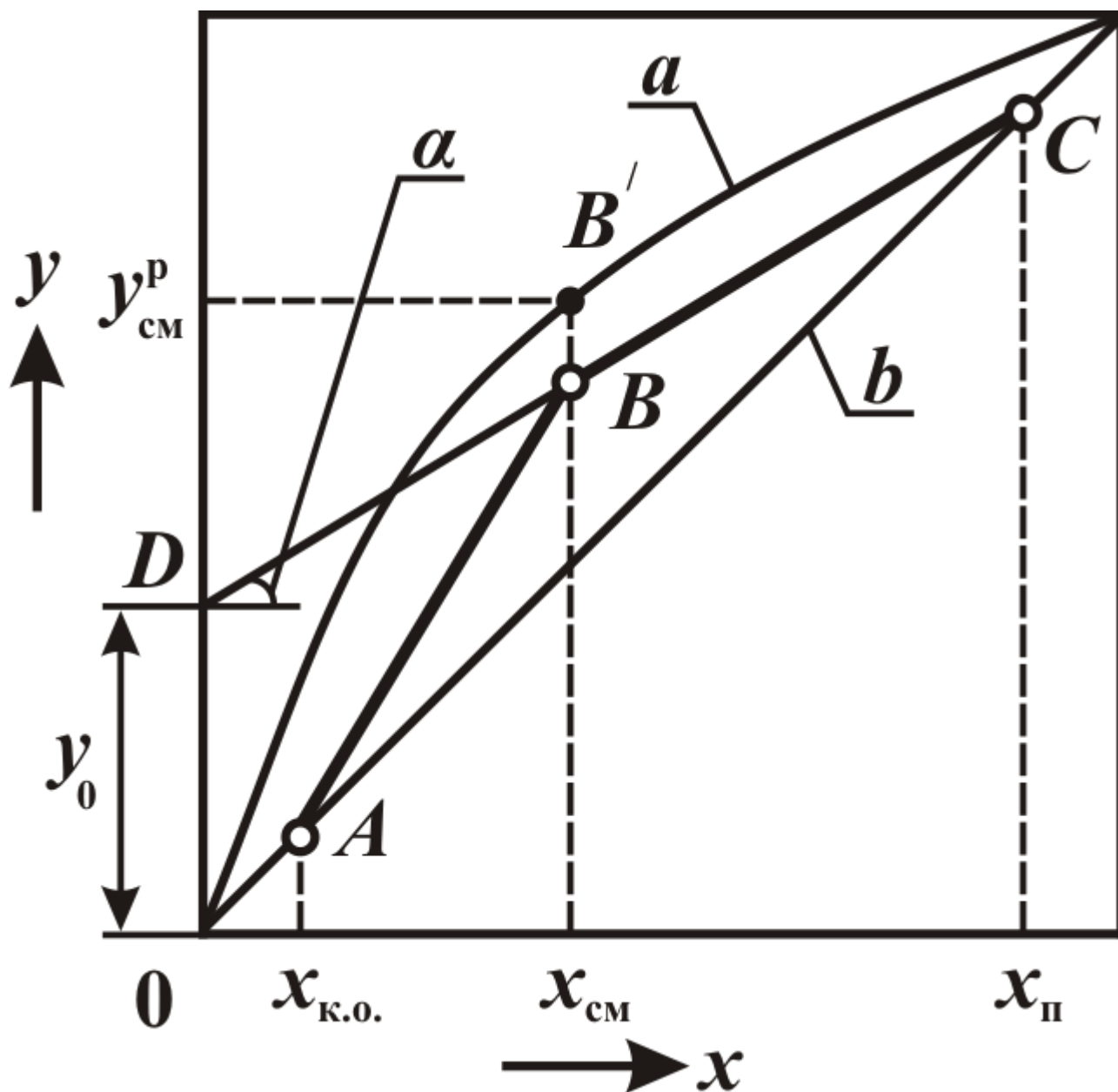


Рисунок 5.6 – Построение рабочей линии ректификационной колонны: AB – рабочая линия отгонной части колонны; BC – рабочая линия укрепляющей части колонны; отрезок $0D$ численно равен y_0 ; $x_{см}$, x_{Π} и $x_{к.о.}$ – концентрации низкокипящего компонента в исходной смеси, получаемом продукте (жидком дистилляте) и кубовом остатке, соответственно; a – линия равновесного состояния смеси, b – линия $x = y$

По известной точке $(y_0, x = 0)$ и углу наклона α можно построить прямую. Но удобнее строить ее по двум точкам. Вторую точку найдем на диагонали $y = x$: тогда согласно (5.9):

$$x = \frac{x_{\text{п}}}{1 + R} + \frac{R_x}{1 + \Pi},$$

откуда получаем $x = x_{\text{п}}$. Следовательно, второй точкой рабочей линии имеет координаты $(y_{\text{п}}, x_{\text{п}})$ на диагонали $x = y$.

Располагая рабочей линией, можно построить теоретические ступени между ней и кривой равновесия в виде прямоугольных треугольников, опирающихся своими гипотенузами на рабочую линию (рис. 5.8). Так находят число теоретических ступеней, необходимых для повышения концентрации НКК в укрепляющей части колонны от $x_{\text{см}}$ до $x_{\text{п}}$.

Положение рабочей линии зависит от значения y_0 , которое определяется составом дистиллята $x_{\text{п}}$ и флегмовым числом R . Состав дистиллята в проектной задаче известен. Основную проблему составляет выбор флегмового числа R . Уменьшение флегмового числа при заданных $x_{\text{п}}$ и $x_{\text{см}}$ увеличивают длину отрезка y_0 , приближая тем самым точку B к кривой равновесия a . Теоретически минимально допустимому значению флегмового числа R_{min} и, следовательно максимальной величине отрезка y_0 соответствует такое значение R_{min} , при котором точка B оказывается на линии равновесия a . При $R < R_{\text{min}}$ точка B оказывается выше линии равновесия смеси, и ректификация при заданных условиях становится невозможной. Здесь следует иметь ввиду, что область ректификации в колонне заключена между ее рабочей линией и линией равновесия смеси.

При R_{min} рабочая линия проходит через точку B' на линии равновесия a с координатами $x_{\text{см}}$ и $y_{\text{см}}^{\text{п}}$ (рис. 5.6), где $y_{\text{см}}^{\text{п}}$ – равновесная концентрация НКК в паре с жидкостью, имеющей концентрацию $x_{\text{см}}$.

Подставив эти значения в уравнение рабочей линии (5.9) получаем:

$$y_{\text{см}}^{\text{п}} = \frac{x_{\text{п}}}{1 + R_{\text{min}}} + \frac{R_{\text{min}}}{1 + R_{\text{min}}} x_{\text{см}},$$

откуда

$$R_{\text{min}} = \frac{x_{\text{п}} - y_{\text{см}}^{\text{п}}}{y_{\text{см}}^{\text{п}} - x_{\text{см}}}, \quad (5.10)$$

или с учетом $x_{\text{п}} = y_{\text{д}}$:

$$R_{\text{min}} = \frac{y_{\text{д}} - y_{\text{см}}^{\text{п}}}{y_{\text{см}}^{\text{п}} - x_{\text{см}}}$$

При $R = R_{\min}$ разделение возможно только в колонне бесконечно большой высоты. Оптимальное значение флегмового числа приближенно может быть определено по формуле:

$$R = (1 + K) \cdot R_{\min}, \text{ где } K = 0,3. \quad (5.11)$$

5.5 Анализ отгонной части колонны

Отгонная часть колонны схематично представлена на рисунке 5.6. Так же, как и на рисунке 5.7 для укрепляющей части, пунктирной линией $K_{\text{оч}}$ обозначен замкнутый контур, охватывающий границы отгонной части колонны. Внутри колонны он проходит по произвольному сечению с концентрациями НКК y в выходящем потоке пара D_1 и x в нисходящем потоке жидкости L' . Поток жидкости в этой части колонны больше потока флегмы L , стекающей из укрепляющей части, на величину потока исходной смеси G , поступающий на тарелку питания.

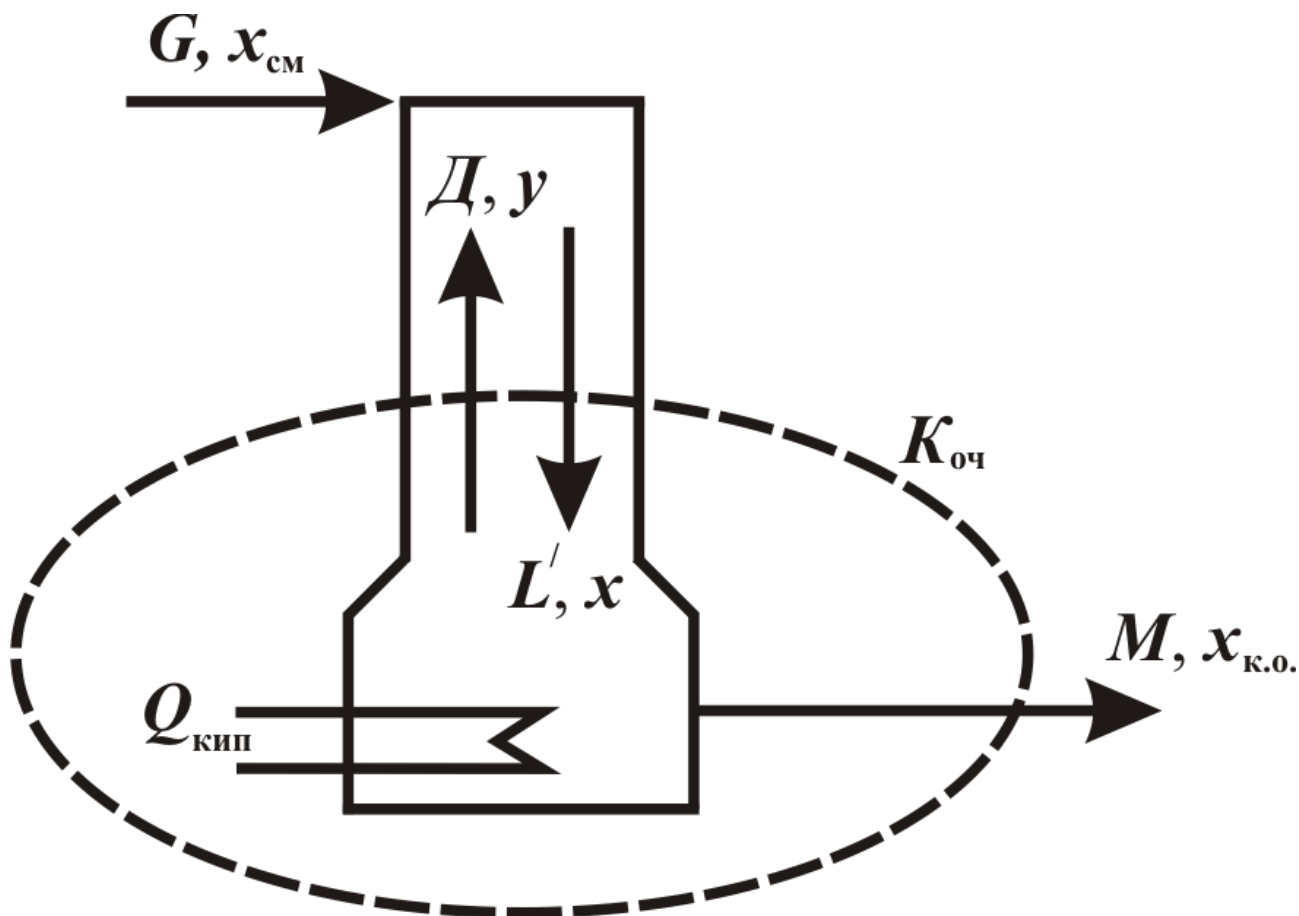


Рисунок 5.7 – Материальные потоки в отгонной части колонны

Запишем для контура $K_{\text{оч}}$ уравнения материального баланса:
 – по общим потокам масс:

$$D + M = L', \quad (5.12)$$

– по потокам НКК:

$$Du + Mx_{к.о.} = L'x. \quad (5.13)$$

Подставляя L' из уравнения (5.12) в (5.13) получим:

$$Du + Mx_{к.о.} = (D + M)x, \quad (5.14)$$

$$y = -\frac{M}{D}x_{к.о.} + \frac{D + M}{D}x. \quad (5.15)$$

Выражение (5.15) является уравнением рабочей линии отгонной части колонны, устанавливающим связь между x и y в производном сечении колонны. Поскольку D и M постоянны, уравнение (5.15) есть уравнение прямой, и для ее построения достаточно найти положения двух точек на плоскости x, y .

Первую точку находим из пересечения рабочей линии с диагональю $x = y$. В этом случае получаем из (5.15):

$$x = -\frac{M}{D}x_{к.о.} + x + \frac{M}{D}x,$$

откуда следует

$$x = x_{к.о.} \quad (5.16)$$

Таким образом, на графике (рис. 5.6) получаем точку A ($x = x_{к.о.}$; $y = x_{к.о.}$).

Вторая точка рабочей линии (5.13) определяются из условия пересечения ее с рабочей линией укрепляющей части колонны (5.9). Совместное решение уравнений (5.15) и (5.9) при подаче в колонну исходной жидкости при температуре насыщения дает точка B на рисунке 5.6.

Теоретическое число тарелок в отгонной части находится геометрическим построением прямоугольных треугольников в области между линией равновесия a и рабочей линией AB , рисунок 5.8. В случае получения дробного числа тарелок их округляют до большего числа («в запас»).

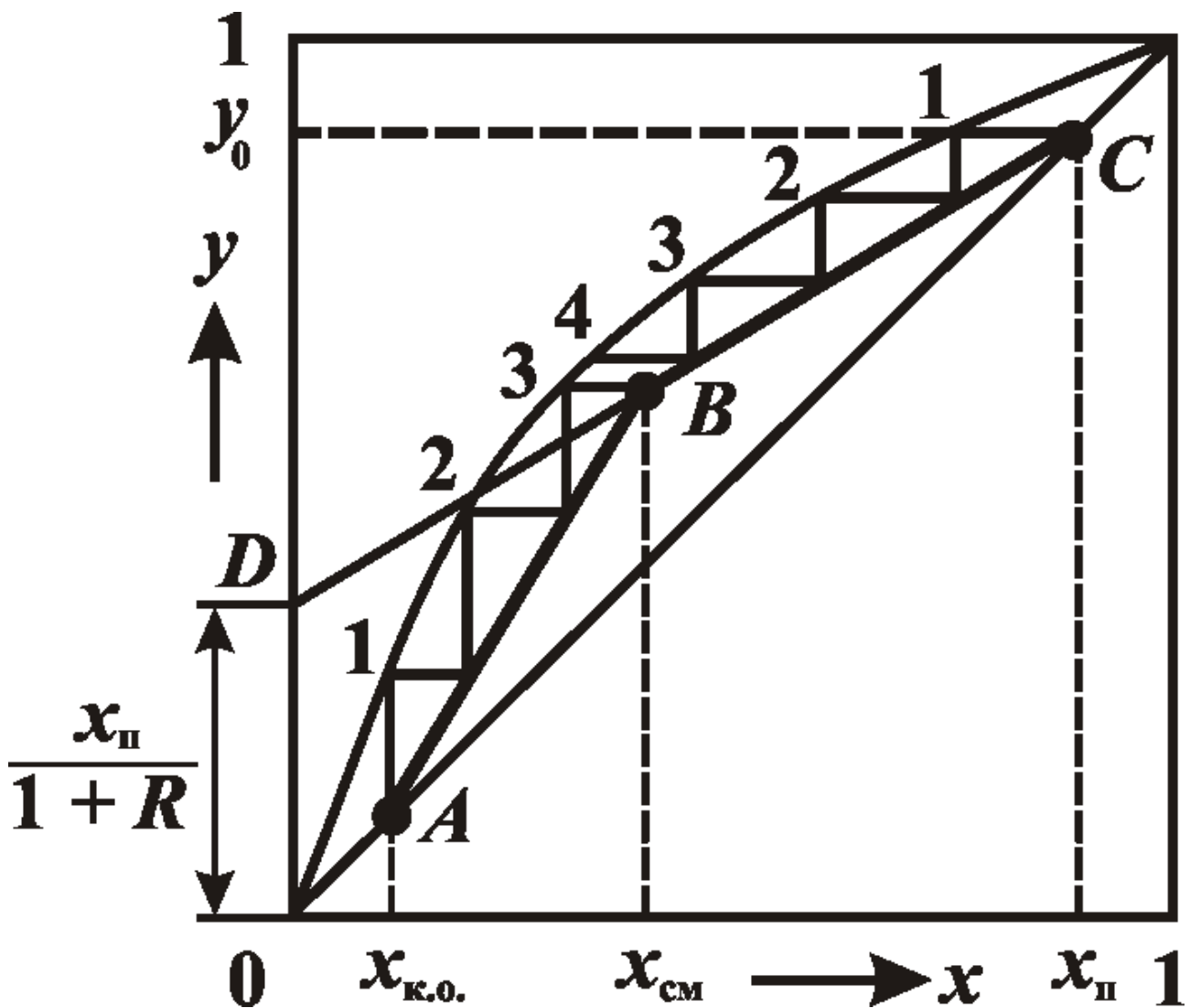


Рисунок 5.8 – Построение рабочих линий и графическое определение теоретического числа тарелок

5.6 Порядок выполнения работы

Заданными являются:

- а) род смеси, подлежащий разделению на компоненты;
- б) массовые концентрации НКК в исходной смеси – $x_{см}$, готовом дистилляте – $x_{п}$, и кубовом остатке $x_{к.о.}$;
- в) расход исходной смеси – G , кг/с.

1. Строится кривая равновесия для заданной бинарной смеси в координатах y, x . Для построения используются данные о равновесных концентрациях из таблицы (приложение 6). Приведенные в таблице данные о мольных составах \bar{y} и \bar{x} необходимо сначала пересчитать на весовые составы по формулам:

$$x = \frac{M_{НКК} \cdot \bar{x}}{M_{НКК} \cdot \bar{x} + M_{ВКК}(1 - \bar{x})}; \quad (5.17)$$

$$y = \frac{M_{\text{НКК}} \cdot \bar{y}}{M_{\text{НКК}} \cdot \bar{y} + M_{\text{ВКК}}(1 - \bar{y})}$$

здесь $M_{\text{НКК}}$ и $M_{\text{ВКК}}$ – молекулярные массы низкокипящего и высококипящего компонентов.

Результаты расчетов представляются в табличной форме.

Пример. Определить равновесные весовые составы жидкости и пара смеси бензола и толуола, если мольная концентрация бензола в жидкости $\bar{x}_{\text{НКК}} = 0,30$.

Решение. 1. Молекулярные массы компонентов $M_{\text{НКК}} = 78$ (бензол) и $M_{\text{ВКК}} = 92$ (толуол). По формуле 5.17 находим весовую долю бензолов жидкости:

$$x = \frac{78 \cdot 0,30}{78 \cdot 0,30 + 92(1 - 0,30)} = 0,27;$$

Доля бензола в паре: $\bar{y} = 51,1\%$ – мольная доля из таблицы.

$$y = \frac{78 \cdot 0,511}{78 \cdot 0,511 + 92(1 - 0,511)} = 0,47.$$

2. На оси абсцисс откладывают заданные концентрации НКК в исходной смеси $x_{\text{см}}$, дистилляте $x_{\text{п}}$ и кубовой жидкости $x_{\text{к.о.}}$.

3. По кривой равновесия определяют равновесную к составу исходной смеси концентрацию НКК в паре $y_{\text{см}}^{\text{п}}$ (см. рис. 5.6).

4. По уравнению (5.10) определяют значение минимального флегмового числа R_{min} .

5. По уравнению (5.11) находится оптимальное значение флегмового числа R .

6. На диаграмме y, x наносятся реперные точки $D (y_0 = \frac{x_{\text{п}}}{1 + R}, x = 0)$, $C (y = x_{\text{п}}; x = x_{\text{п}})$, и через них проводится рабочая линия для укрепляющей части колонны.

7. Определяются полные координаты точки B , для которой $x = x_{\text{см}}$. Ордината точки определяется из уравнения рабочей линии для укрепляющей части колонны и одинаковой в нее $x = x_{\text{см}}$:

$$y_B = \frac{1}{1+R} x_{\Pi} + \frac{R}{1+R} x_{\text{см}}.$$

8. Через реперные точки A ($y = x_{\text{к.о.}}$; $x = x_{\text{к.о.}}$) и B ($y = y_B$; $x = x_{\text{см}}$) проводится рабочая линия для отгонной части колонны.

9. Графическим построением определяются число теоретических ступеней для укрепляющей и отгонной частей колонны (см. рис. 5.8).

10. Из материального баланса для НКК по уравнению (5.3) определяются количество получаемого продукта Π , кг/с. Выход кубовой жидкости представляют разность:

$$M = G - \Pi.$$

11. Определяется количество теплоты, подводимое в кипятильнике $Q_{\text{кип}}$. Если пренебречь тепловыми потерями в окружающую среду, то уравнение (5.5) приобретает вид:

$$Q_{\text{кип}} = \Pi h_{\Pi} + M h_{\text{к.о.}} + Q_{\text{конд}} - G_{\text{см}} h_{\text{см}}. \quad (5.18)$$

Расчет проводится при следующих условиях:

- процесс ректификации осуществляется под атмосферным давлением, $P = 760$ мм. рт. ст.;
- в колонну поступает смесь при температуре насыщения;
- отводимые из колонны продукт и кубовый остаток представляют жидкости, находящиеся при температуре кипения (не переохлажденные жидкости);
- величины Π , M и $G_{\text{см}}$ уже приведены.

11.1 Поскольку исходная смесь и разделенные компоненты представляют собой жидкости, их удельные энтальпии рассчитывают с использованием теплоемкостей чистых компонент по аддитивному правилу:

$$\begin{aligned} h_{\Pi} &= C_{\Pi} t'_{\Pi} = [C_{\text{НКК}} x_{\Pi} + C_{\text{ВКК}} (1 - x_{\Pi})] t'_{\Pi}; \\ h_{\text{к.о.}} &= C_{\text{к.о.}} t'_{\text{к.о.}} = [C_{\text{НКК}} x_{\text{к.о.}} + C_{\text{ВКК}} (1 - x_{\text{к.о.}})] t'_{\text{к.о.}}; \\ h_{\text{см}} &= C_{\text{см}} t'_{\text{см}} = [C_{\text{НКК}} x_{\text{см}} + C_{\text{ВКК}} (1 - x_{\text{см}})] t'_{\text{см}}. \end{aligned} \quad (5.19)$$

здесь $C_{\text{НКК}}$ и $C_{\text{ВКК}}$ – удельные массовые теплоемкости жидких компонентов бинарной смеси; t'_{Π} , $t'_{\text{к.о.}}$ и $t'_{\text{см}}$ – температуры кипения бинар-

ных смесей, представляющих дистиллят, кубовую жидкость и исходную смесь.

Удельные теплоемкости чистых жидких веществ, представляющих низкокипящий и высококипящий компоненты берутся из таблицы (приложение 4). Температуры кипения смесей соответствующего состава приведены в таблице (приложение 6).

11.2 Количество теплоты, отводимой в конденсаторе, рассчитывается по формуле:

$$Q_{\text{конд}} = D \cdot r = (П + L) \cdot r. \quad (5.20)$$

Поскольку $L = R \cdot П$, то уравнение (5.20) можно представить в следующем виде:

$$Q_{\text{конд}} = П \cdot (1 + R) \cdot r_{\text{п}}, \quad (5.21)$$

где $П$ и R найдены ранее, $r_{\text{п}}$ – удельная теплота парообразования (конденсации) дистиллята, поступающего в конденсатор. Для бинарной смеси $r_{\text{п}}$, как удельная теплоемкость, рассчитывается по аддитивному правилу:

$$r_{\text{п}} = r_{\text{НКК}} \cdot x_{\text{п}} + r_{\text{ВКК}} \cdot (1 - x_{\text{п}})$$

здесь значения удельной теплоты испарения НКК и ВКК берутся из таблицы (приложение 5). Как можно видеть из (5.21) тепловая мощность конденсатора зависит от флегмового числа R . Таким образом, от выбора R зависит и количество теплоты, подводимое в кипятильнике. Возвращаемый в колонну поток флегмы “перекачивает” теплоту от кипятильника к конденсатору.

11.3 Используя полученные результаты, по уравнению (5.18) рассчитывается тепловая мощность кипятильника.

Варианты задания

№ п/п	Смесь	$x_{см},$ %	$x_{п},$ %	$x_{к.о.},$ %	$G_{см},$ кг/час
1	Ацетон – бензол $C_3H_6O - C_6H_6$	30,0	96,0	2,4	3000
2	Ацетон – вода $C_3H_6O - H_2O$	33,5	95,5	5,9	3500
3	Ацетон – метиловый спирт $C_3H_6O - CH_3OH$	27,8	90,5	5,9	4000
4	Ацетон – этиловый спирт $C_3H_6O - C_2H_5OH$	29,0	92,5	3,2	4500
5	Бензол – толуол $C_6H_6 - C_6H_5CH_3$	38,0	93,5	3,8	5000
6	Бензол – уксусная кислота $C_6H_6 - CH_3COOH$	28,4	94,0	2,5	4500
7	Вода – уксусная кислота $H_2O - CH_3COOH$	27,0	93,6	3,1	4000
8	Изопропиловый спирт – вода $CH_3CH(OH)CH_3 - H_2O$	29,0	91,0	3,0	5500
9	Метиловый спирт – бензол $CH_3OH - C_6H_6$	35,0	90,0	3,8	6000
10	Метиловый спирт – вода $CH_3OH - H_2O$	40,0	95,5	1,5	5000
11	Метиловый спирт – этиловый спирт $CH_3OH - C_2H_5OH$	35,5	94,5	4,6	4000
12	Сероуглерод – ацетон $CS_2 - C_3H_6OH$	31,0	92,5	3,0	3000
13	Сероуглерод – четыреххлористый углерод $CS_2 - CCl_4$	28,8	90,5	3,5	4000
14	Толуол – уксусная кислота $C_6H_5CH_3 - CH_3COOH$	36,8	91,5	3,9	3000
15	Хлороформ – бензол $CHCl_3 - C_6H_6$	31,5	90,5	2,5	3500
16	Четыреххлористый углерод – этиловый спирт $CCl_4 - C_2H_5OH$	32,0	93,4	3,6	3000
17	Этиловый спирт – бензол (750 мм рт. ст.) $C_2H_5OH - C_6H_6$	15,0	94,0	4,3	4000
18	Этиловый спирт – вода $C_2H_5OH - H_2O$	24,0	94,0	2,0	6000

6. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА

ИССЛЕДОВАНИЕ СВОЙСТВ ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

6.1 Основные определения

Влажный воздух представляет собой смесь сухого воздуха и водяных паров. В ненасыщенном воздухе влага находится в состоянии перегретого пара, поэтому свойства влажного воздуха с некоторым приближением характеризуется законами идеальных газов.

Количество водяных паров, содержащихся в 1 м^3 влажного воздуха, называется **абсолютной влажностью** воздуха. Водяной пар занимает весь объем смеси, поэтому абсолютная влажность воздуха равна массе 1 м^3 водяного пара, или плотности пара $\rho_{\text{п}}$ в $\text{кг}/\text{м}^3$.

При достаточном охлаждении или увлажнении воздуха находящийся в нем водяной пар становится насыщенным. С этого момента дальнейшее понижение температуры воздуха или увеличение содержания влаги в нем приводит к конденсации из воздуха избыточного количества водяных паров. Поэтому количество пара, содержащегося в насыщенном воздухе, является предельно возможным при данной температуре. Оно равно массе 1 м^3 пара в состоянии насыщения, или плотности насыщенного пара $\rho_{\text{н}}$ в $\text{кг}/\text{м}^3$.

Рассмотрим (рис. 6.1) перегретый пар с начальной температурой t_1 (точка 1). Если провести изобарное охлаждение сначала до температуры t_2 , при которой $p_{\text{п}} = p_{\text{s}}$ (точка 2), а в дальнейшем до температуры t_3 (точка 3), то произойдет конденсация влаги.

Явление *выпадения влаги* в отдельной фазе из влажного воздуха наблюдается и в повседневной жизни, когда при понижении температуры появляется туман, роса или иней. Температура влажного воздуха, при которой $p_{\text{п}} = p_{\text{s}}$, называется **температурой точки росы**.

Отношение абсолютной влажности к максимально возможному количеству пара в 1 м^3 воздуха, при той же температуре и данном барометрическом давлении, характеризует степень насыщения воздуха влагой и называется **относительной влажностью** воздуха:

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{н}}}. \quad (6.1)$$

Плотность пара пропорциональна его парциальному давлению в смеси при данной температуре, следовательно, относительную влажность можно выразить отношением давлений:

$$\varphi = \frac{p_{\text{п}}}{p_{\text{с}}}, \quad (6.2)$$

где $p_{\text{п}}$ – парциальное давление водяного пара, соответствующее его плотности $\rho_{\text{п}}$; $p_{\text{с}}$ – давление насыщенного пара при той же температуре.

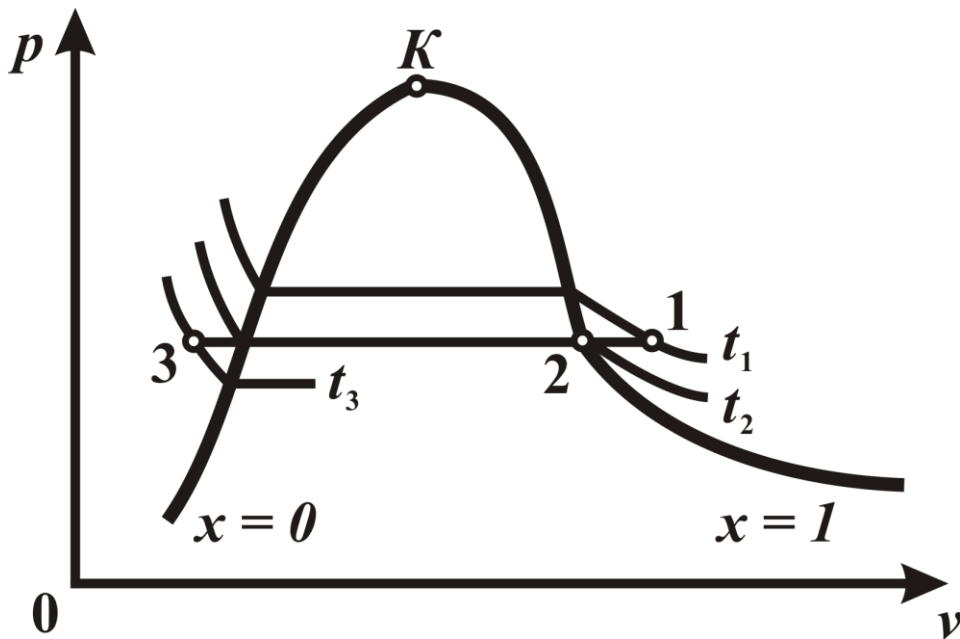


Рисунок 6.1 – p - v -диаграмма воды и водяного пара

При сушке меняются объем воздуха над влажным материалом и абсолютная влажность воздуха, так как воздух отдает теплоту, необходимую для испарения влаги, и охлаждается, поглощая влагу, испаренную из материала. Поэтому влажность воздуха относят к величине, постоянной в процессе сушки, – к массе абсолютно сухого воздуха, находящегося во влажном воздухе.

Количество водяного пара в кг, приходящееся на 1 кг абсолютно сухого воздуха, называется **влажностью** воздуха и обозначается d . Величина d характеризует относительный весовой состав влажного воздуха.

Если $G_{\text{п}}$ – масса водяного пара во влажном воздухе, а $G_{\text{с.в.}}$ – масса сухого воздуха в том же объеме, то влажность (в кг/кг сухого воздуха) при общем давлении P составляет:

$$d = \frac{G_{\text{п}}}{G_{\text{с.в.}}} = \frac{M_{\text{п}}}{M_{\text{с.в.}}} \cdot \frac{p_{\text{п}}}{P - p_{\text{п}}}. \quad (6.3)$$

Из соотношения (6.2) парциальное давление пара $p_{\text{п}} = \varphi p_s$. Подставляя значение $p_{\text{п}}$ и величины молекулярных масс сухого воздуха и водяного пара $M_{\text{с.в.}}$ и $M_{\text{п}}$ в уравнение (6.3), получим следующую зависимость влагосодержания воздуха от его относительной влажности:

$$d = \frac{18}{29} \cdot \frac{\varphi p_s}{P - \varphi p_s} = 0,622 \frac{\varphi p_s}{P - \varphi p_s}. \quad (6.4)$$

Влажный воздух как теплоноситель характеризуется энтальпией h (теплосодержанием), равной сумме энтальпии сухого воздуха и водяного пара:

$$h = c_{\text{с.в.}} t + dh_{\text{п}}, \text{ Дж/кг сухого воздуха}, \quad (6.5)$$

где $c_{\text{с.в.}}$ – удельная теплоемкость сухого воздуха, Дж/кг·К; t – температура воздуха, °С; $h_{\text{п}}$ – энтальпия перегретого пара, Дж/кг.

Энтальпия пара определяется по эмпирической формуле:

$$h_{\text{п}} = r_0 + c_{\text{п}} t = (2501 + 1,93t) \cdot 10^3, \text{ Дж/кг}, \quad (6.6)$$

где $r_0 = 2501 \cdot 10^3$ – постоянный коэффициент, примерно равный энтальпии пара при 0 °С; $c_{\text{п}} = 1,93 \cdot 10^3$ – удельная теплоемкость пара, Дж/кг·К (в условиях сушки может быть принята постоянной).

Подставив значение $h_{\text{п}}$ в выражение (6.5) и принимая удельную теплоемкость сухого воздуха постоянной (1000 Дж/кг·К), найдем энтальпию влажного воздуха (в Дж/кг сухого воздуха):

$$h = 1000t + (2501 + 1,93t) \cdot 10^3 d. \quad (6.7)$$

6.2 h - d диаграмма влажного воздуха

На практике при различных расчетах и исследованиях термодинамических процессов, связанных с влажным воздухом, вместо уравнения (6.7) удобно пользоваться h - d диаграммой, впервые предложенной в 1918 г. русским ученым Л. К. Рамзиным, именем которого она обычно и называется. Диаграмма влажного воздуха показана на рисунке 6.2. Диаграмма строится для среднего атмосферного давления $p_{\text{бар}} = 0,0993$ МПа, но с достаточной точностью может применяться и для небольших отклонений от этого давления. По оси абсцисс в диаграмме отложено массовое влагосодержание d , а по оси ординат – энтальпия влажного воздуха h , отнесенная к 1 кг сухого воздуха.

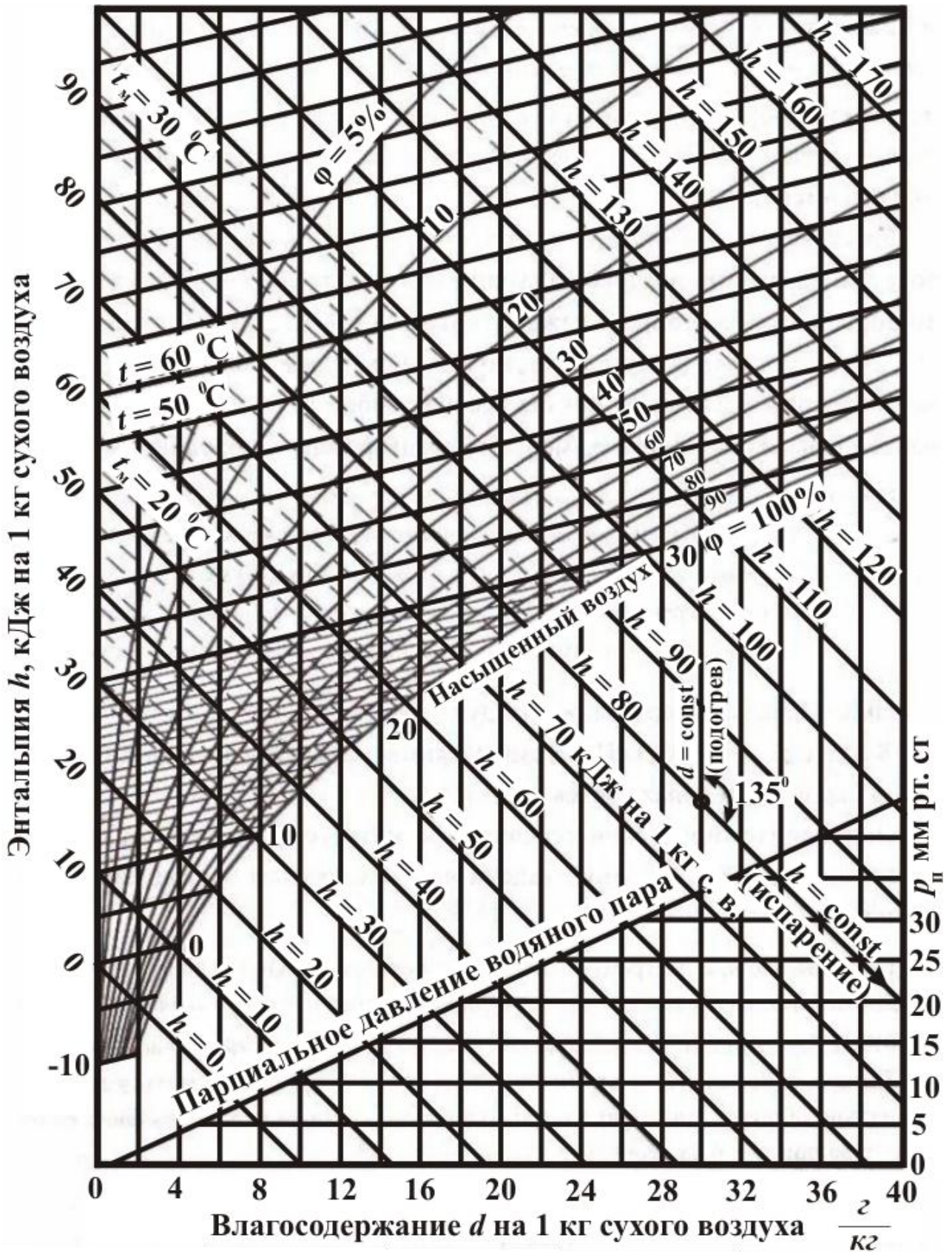


Рисунок 6.2 – $h-d$ диаграмма влажного воздуха при $p = 745$ мм рт. ст. (993,3 гПа)

Диаграмма строится в косоугольных координатах с углом между изоэнтальпами и линиями $d = \text{const}$, равным 135° . За начало координат принята точка, в которой $t = 0^\circ\text{C}$, $d = 0$ и $h = 0$. Наносимые значения h в зависимости от d рассчитываются по уравнению (6.7).

В соответствии с таким построением линии постоянного влагосодержания $d = \text{const}$ изображаются на диаграмме вертикальными прямыми, а линии постоянной энтальпии $h = \text{const}$ представляют собой наклонные прямые, параллельные оси абсцисс.

Кроме указанных линий на диаграмме нанесены: 1) линии постоянных температур; 2) линии постоянной относительной влажности; 3) линия парциального давления водяного пара и 4) линии постоянных температур мокрого термометра.

Линии *постоянных температур*, или *изотермы*, $t = \text{const}$ построены на основе формулы (6.7), которая при $t = \text{const}$ графически выражается прямой. Поэтому, определив h для $d = 0$ и некоторого произвольного значения d , через полученные точки проводят прямую $t = \text{const}$. Наклон изотерм увеличивается с повышением температуры, так как при этом возрастает энтальпия пара $h_{\text{п}}$ (см. формулу 6.6).

Линии *постоянной относительной влажности* $\varphi = \text{const}$ построены согласно формуле (6.4). Для нескольких температур при $\varphi = \text{const}$ определяют d и находят пересечение соответствующих линий $d = \text{const}$ и $t = \text{const}$. Соединяя полученные точки плавной кривой, строят линию $\varphi = \text{const}$.

Линии $\varphi = \text{const}$ образуют пучок кривых, сходящихся на оси ординат в одну точку ($x = 0$, $t = -273^\circ\text{C}$).

Линия $\varphi = 1$ ($\varphi = 100\%$) показывает максимально возможное содержание влаги в воздухе при данной температуре; она делит диаграмму на области ненасыщенного воздуха и перенасыщенного воздуха, в котором влага распылена в виде мельчайших капель. К перенасыщенному воздуху неприменимы все зависимости, полученные для влажного воздуха, содержащего влагу в *парообразном состоянии*. Поэтому рабочей частью диаграммы является область ненасыщенного воздуха, расположенная над линией $\varphi = 1$. При тупом угле между осями координат линия $\varphi = 1$ идет сравнительно полого, площадь рабочей части диаграммы увеличивается, а кривые $\varphi = \text{const}$ дальше отстоят друг друга, что облегчает пользование диаграммой.

Линия *парциального давления водяного пара* в воздухе построена по уравнению (6.4) для различных влагосодержаний d , причем шкала $p_{\text{п}}$ (в мм рт. ст.) помещена на правой ординате диаграммы.

Используя $h-d$ диаграмму влажного воздуха, можно:

– по известным двум параметрам, например $\varphi_{\text{возд}}$ и t , определить соответственно h и d , а по d – величину парциального давления водяного пара $p_{\text{п}}$;

– для каждого состояния влажного воздуха определить точку росы. Для этого необходимо из точки, характеризующей рассматриваемое состояние воздуха, провести вертикаль до пересечения с кривой $\varphi_{\text{возд}} = 100\%$;

– проследить основные процессы, которые происходят при нагревании, охлаждении влажного воздуха, увлажнении воздуха, смещении потоков, конвективной сушке, и определить параметры в характерных точках процесса.

6.3 Основные процессы с влажным воздухом

Нагревание воздуха в поверхностном воздухоподогревателе (калорифере) происходит без изменения его влагосодержания, т.е. при $d = \text{const}$. На диаграмме (рис. 6.3, *a*) этот процесс изображается вертикалью, проведенной вверх от точки A , характеризующей начальное состояние воздуха, до точки B , соответствующей его конечному состоянию после нагревания до заданной температуры t_1 .

При нагревании воздуха возрастает парциальное давление насыщенного пара p_s и соответственно снижается относительная влажность φ .

Охлаждение воздуха в поверхностном холодильнике изображается вертикалью B_1A_1 , направленной вниз (см. рис. 6.3, *a*). Температура, отвечающая точке C_1 пересечения вертикали с линией $\varphi = 1$, соответствует полному насыщению воздуха водяными парами в процессе охлаждения при $d = \text{const}$ и называется **температурой точки росы**. Охлаждение воздуха ниже точки росы сопровождается конденсацией из него влаги, т.е. *осушкой воздуха*. Осушение воздуха изображается линией C_1C_2 , совпадающей с линией $\varphi = 1$ и направленной влево от точки росы до пересечения с изотермой, соответствующей конечной температуре охлаждения воздуха.

Из выражения (6.4) видно, что при $\varphi = 1$ величина p_s и соответственно точка росы зависят только от влагосодержания d и общего давления P , но не зависят от температуры и относительной влажности φ воздуха.

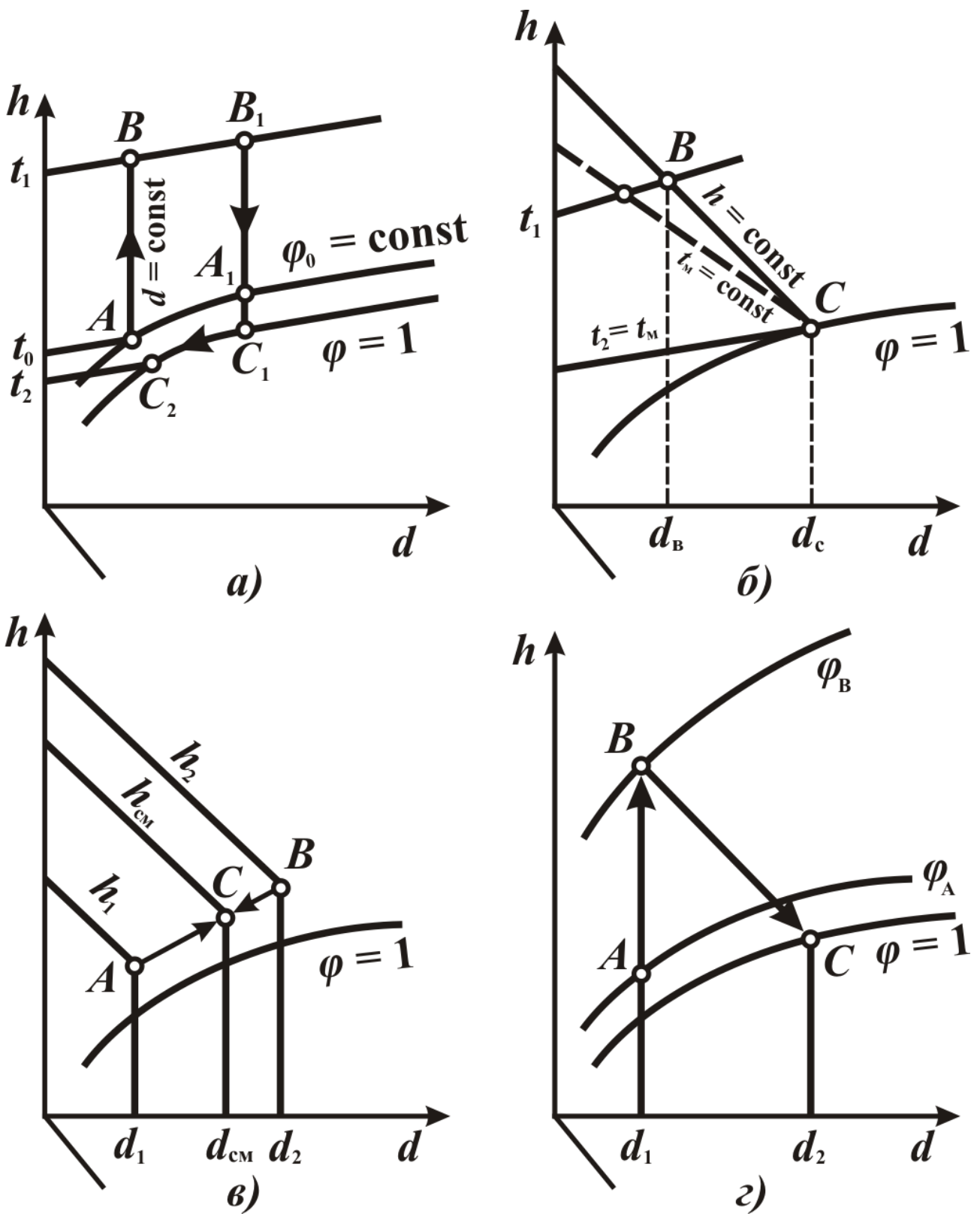


Рисунок 6.3 – Изображение основных процессов изменения состояния воздуха на h - d -диаграмме: а – нагревание и охлаждение воздуха; б – адиабатическое охлаждение воздуха; в – смешение воздуха разных параметров; г – конвективная сушка

На диаграмме точку росы находят, как пересечение линии $d = \text{const}$, проведенной из точки, соответствующей начальному состоянию воздуха, с линией $\varphi = 1$.

Адиабатическое увлажнение воздуха происходит в том случае, если вся теплота, необходимая для испарения влаги с поверхности материала, поступает из окружающего воздуха как единственного источника теплоты. При этом процесс испарения (сушки) протекает в адиабатических условиях – без потерь теплоты и подвода его извне.

Воздух, отдавая теплоту, охлаждается и одновременно поглощает пары влаги, в результате чего увеличиваются его влагосодержание d и относительная влажность φ . Температура испаряющейся влаги постепенно устанавливается *постоянной*, равной температуре мокрого термометра t_m .

Разность температур воздуха и испаряющейся влаги t_m характеризует способность воздуха испарять влагу, причем эта разность по мере испарения влаги уменьшается и становится равной нулю при температуре воздуха, равной t_m ; при этом процесс сушки полностью прекращается.

Таким образом, температура мокрого термометра t_m является температурой воздуха, соответствующей его насыщению в адиабатических условиях. Поэтому ее называют также **пределом адиабатического охлаждения** воздуха.

На диаграмме $h-d$ (рис. 6.2) пунктиром нанесены линии постоянных температур мокрого термометра $t_m = \text{const}$.

Температуру мокрого термометра находят как точку пересечения линии $t_m = \text{const}$ с линией $\varphi = 1$ (точка C на рис. 6.3, б). Изотерма, проходящая через эту точку, указывает значение t_m .

Количество испаренной воды на 1 кг сухого воздуха в процессе BC равно:

$$\Delta d = d_c - d_b.$$

Смешение потоков влажного воздуха обычно происходит при $p = \text{const}$ без теплообмена с окружающей средой. Влажный воздух в состоянии A_1 (рис. 6.3, в), содержащий 1 кг сухого воздуха и имеющий параметры d_1 и h_1 , смешивается с воздухом в состоянии B , который содержит n кг сухого воздуха и имеет параметры d_2 и h_2 . Полученная смесь содержит $n+1$ кг сухого воздуха и имеет параметры $d_{\text{см}}$ и $h_{\text{см}}$. Зависимость $d_{\text{см}}$, $h_{\text{см}}$ и параметрами компонентов смеси:

$$1 \cdot h_1 + nh_2 = (n+1)h_{\text{см}}, \quad (6.8)$$

$$1 \cdot d_1 + nd_2 = (n+1)d_{\text{см}}. \quad (6.9)$$

В силу линейной зависимости параметров процесс смешения изобразится прямой, проходящей через точки A и B .

Точка $C (d_{\text{см}}, h_{\text{см}})$, характеризующая смесь, делит прямую AB на отрезки пропорциональные разностям влажностей:

$$\frac{AC}{CB} = \frac{d_{\text{см}} - d_1}{d_2 - d_{\text{см}}}. \quad (6.10)$$

Координаты точки C определяются из выражений (6.8), (6.9):

$$d_{\text{см}} = \frac{d_1 + nd_2}{n+1}, \text{ г/кг сухого воздуха,}$$

$$h_{\text{см}} = \frac{h_1 + nh_2}{n+1}, \text{ кДж/кг сухого воздуха.}$$

Конвективная сушка. В сушильных установках рабочим телом является воздух из атмосферы – влажный воздух. Сначала атмосферный воздух с относительной влажностью φ_A и влажностью d_1 (точка A , рис. 6.3, z) направляется в калорифер. При этом температура воздуха увеличивается, а относительная влажность уменьшается до φ_B . Этот процесс изображается вертикальной прямой $d = \text{const}$. Разность энтальпий $\Delta h = h_B - h_A$ соответствует затратам на подогрев влажного воздуха. На втором этапе нагретый после калорифера воздух поступает в сушильную камеру, где за счет теплоты, отдаваемой воздухом, происходит испарение влаги из высушиваемого материала и, соответственно – увлажнение воздуха. Процесс адиабатного увлажнения воздуха в сушильной камере происходит при $h = \text{const}$ и отображается отрезком BC . На рисунке 6.3 (z) изображен процесс увлажнения до состояния насыщения, $\varphi = 1$.

Разность влажностей $d_2 - d_1$, определяют количество влаги, испаренной на 1 кг сухого воздуха.

6.4 Схема экспериментальной установки и методика измерений

Комплектность: блок установки, измеритель температуры УКТ38, пылесос, мультиметр МУ68, регулятор напряжения.

Схема экспериментальной установки приведена на рисунке 6.4 (а).

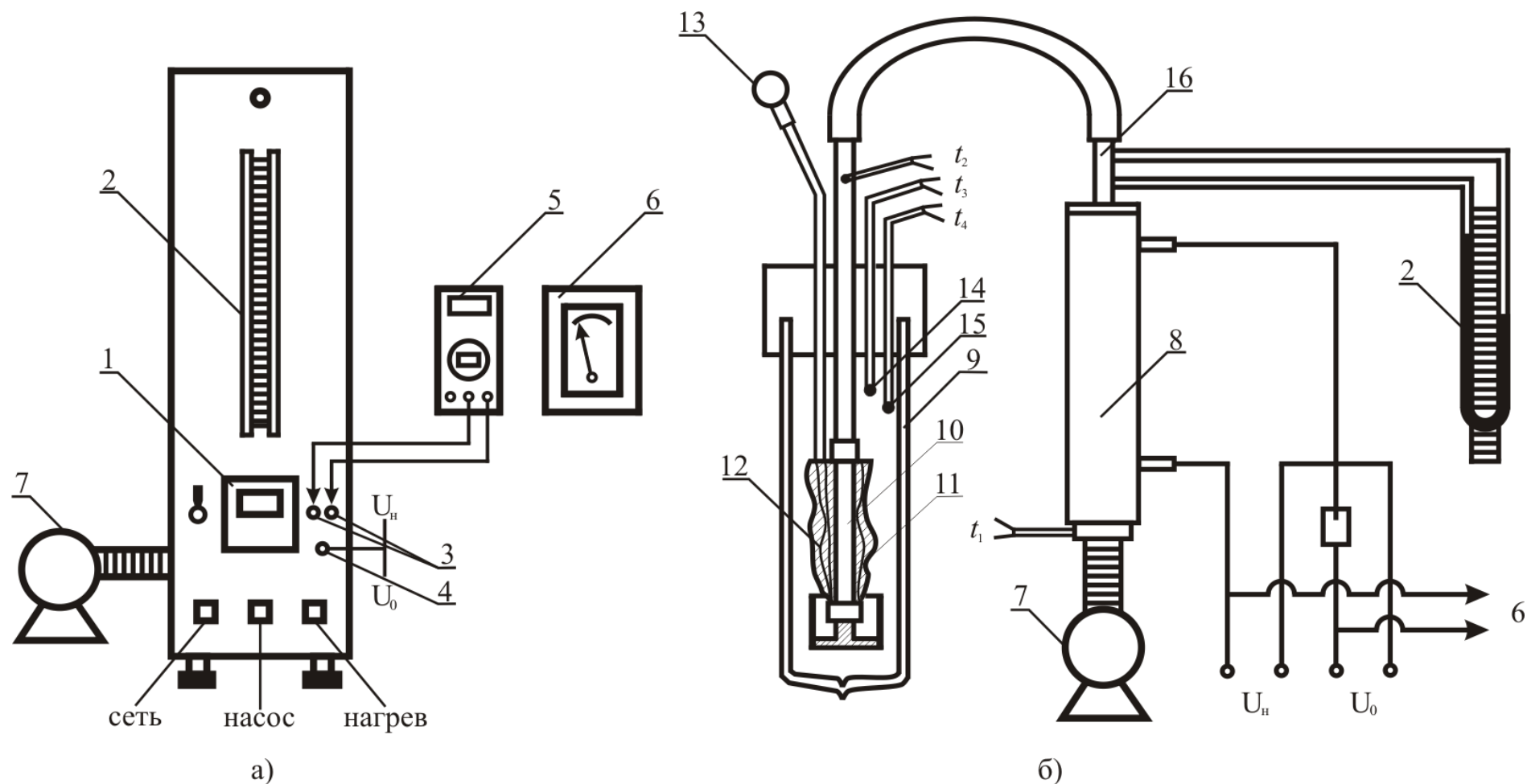


Рисунок 6.4 – Установка для исследования процессов во влажном воздухе: 1 – восьмиканальный измеритель температуры типа УКТ38; 2 – U-манометр; 3 – разъемы для подключения вольтметра (мультиметра); 4 – переключатель для измерения напряжения на нагревателе U_H калорифера и падения напряжения U_0 на образцовом сопротивлении; 5 – вольтметр (мультиметр); 6 – регулятор напряжения; 7 – насос; 8 – калорифер; 9 – сушильная камера; 10 – трубка; 11 – отверстие; 12 – хлопчатобумажная ткань; 13 – капельница; 14, 15 – ХК-термопары; 16 – дроссельная шайба

На передней панели находятся:

– восьмиканальный измеритель температуры 1 типа УКТ38, подключенный к четырем хромель-копелевым термопарам t_1, t_2, t_3, t_4 (рис. 6.4, б);

– U-манометр 2 для измерения перепада давления воздуха на дроссельной шайбе 16 (используется для расчета массового расхода воздуха в сушильной камере);

– тумблер электропитания «СЕТЬ»;

– тумблер включения насоса «НАСОС»;

– тумблер включения нагревателя «НАГРЕВ»;

– разъемы 3 для подключения вольтметра (мультиметра) 5;

– переключатель 4 для измерения напряжения на нагревателе U_n калорифера и падения напряжения U_0 на образцовом сопротивлении последовательно включенного в цепь нагревателя.

На задней панели установки расположены розетки для подключения регулятора напряжения 6 на нагревателе калорифера и насоса 7.

На рисунке 6.4 (б) приведена схема рабочего участка. Комнатный воздух при температуре t_1 подается насосом 7 в калорифер 8, где он нагревается до температуры t_2 и затем поступает в сушильную камеру 9 по трубке 10. Из отверстий 11 трубки 10 горячий воздух протекает через смоченную водой хлопчатобумажную ткань 12. Вода для смачивания ткани подается порциями 30-40 мл капельницей 13 каждые 10-15 мин в течение опыта. На выходе из сушильной камеры находятся две ХК-термопары 14 и 15: t_3 – сухая и t_4 – мокрая.

6.5 Порядок проведения эксперимента

1. Подключить насос 7 и регулятор напряжения 6 к розеткам, расположенным на задней панели установки.

2. Соединить проводами гнезда мультиметра 5 и гнезда 3 на передней панели установки для измерения U_0 и U_n . Включить мультиметр в режим измерения напряжения.

3. Подключить установку к сети и включить тумблер «СЕТЬ» и тумблер измерителя температуры 1 типа УКТ38. Проверить работу всех четырех термопар (инструкция по эксплуатации прибора УКТ 38).

4. Включить тумблер «НАСОС» и установить регулятором требуемый расход воздуха по перепаду давления на U-манометре.

5. Включить тумблер «НАГРЕВ» и установить такое напряжение на нагревателе калорифера (примерно 150 В), при котором температура горячего воздуха на входе в сушильную камеру была равна $t_2 = 60 - 65$ °С.

6. Измерить мультиметром 5 величины U_0 и U_H , переключая тумблер (4) в соответствующие положения.

7. Измерить перепад давления на дроссельной шайбе по U-манометру. Данные занести таблицу измерений 6.1.

Таблица 6.1 – Результаты измерений

№ п/п	τ , с	t_1 , °С	t_2 , °С	t_3 , °С	t_4 , °С	U_0 , В	U_H , В	ΔP , мм. вод. ст.
1								
2								
3								
4								
....								

8. Через 3-4 минуты записать значения t_1, t_2, t_3, t_4 , зарегистрированные прибором УКТ38. Определить по значениям t_3 и t_4 влагосодержание d_1 .

9. Определить массовый расход воздуха

$$m = \frac{Q}{c_p} \cdot (t_2 - t_1), \text{ кг/с,}$$

где $Q = U_H \cdot I$ – количество теплоты, подводимое к воздуху в калорифере (без учета потерь); c_p – теплоемкость воздуха при постоянном давлении (принимается равной 1000 Дж/кг·К); $I = \frac{U_0}{R_0}$ – ток нагревателя;

R_0 – величина образцового сопротивления в цепи нагревателя ($R_0 = 0,1$ Ом).

10. Так как дроссельная шайба ($D = 8$ мм) не является стандартной, то необходима ее калибровка. Предположив, что зависимость перепада давления ΔP на U-манометре линейная функция от массового расхода m , можно построить зависимость:

$$m = k \cdot \Delta P,$$

и найти коэффициент k для его использования в дальнейших расчетах.

11. Смочить ткань в сушильной камере с помощью капельницы (13).

12. Смочить термопару 15.

13. Через 3-4 минуты записать значения t_1, t_2, t_3, t_4 , зарегистрированные прибором УКТ38. Определить по значениям t_3 и t_4 влагосодержание d_2 .

14. Определить количество удаленной влаги

$$w = m \cdot (d_2 - d_1),$$

где m – массовый расход воздуха через калорифер.

15. По $h-d$ диаграмме влажного воздуха (рис. 6.2) определить:

– энтальпию влажного воздуха h ;

– относительную влажность воздуха φ ;

– величину парциального давления водяного пара $p_{\text{п}}$;

– для относительной влажности воздуха φ определить точку росы.

Контрольные вопросы

1. Что понимается под процессом сушки?

2. В чем состоит сущность конвективной сушки? В каких случаях целесообразно применять этот метод сушки?

3. Как получить состояние влажного воздуха, соответствующее точке росы?

4. В чем состоит различие между абсолютной и относительной влажностью воздуха?

5. Какие виды связи влаги с материалом Вы знаете?

6. Чему приводит охлаждение воздуха ниже точки росы?

7. Как определяют расход воздуха на сушку?

8. Какая температура является пределом адиабатического охлаждения воздуха?

9. Назовите периоды сушки влажного материала и в чем их отличие?

10. Чем отличается насыщенный влажный воздух от ненасыщенного?

11. Какими параметрами определяется состояние влажного воздуха?

7. ЗАДАЧИ И УПРАЖНЕНИЯ

7.1 Теплообмен

7.1.1 Сухой насыщенный пар с давлением $6,18 \cdot 10^5$ Па конденсируется в теплообменнике на трубах, внутри которых движется вода, нагреваемая от 20 до 70 °С. Определить среднелогарифмический и среднеарифметический температурные напоры.

7.1.2 Требуется охладить жидкость от 120 до 50 °С, для чего используется вода с температурой 10 °С. Конечная температура воды 24 °С. Определить необходимую площадь поверхности охлаждения при прямотоке и противотоке, если коэффициент теплопередачи 1000 Вт/(м²·К) и передаваемый тепловой поток 14 кВт.

7.1.3 Определить площадь поверхности нагрева рекуперативного теплообменника при прямоточном и противоточном движении теплоносителей. Теплоносителем является газ с начальной температурой 600 °С и конечной 300 °С. Необходимо нагреть 40 000 м³/ч воздуха (объем при нормальных физических условиях) от 30 до 250 °С. Принять коэффициент теплопередачи 20 Вт/(м²·К), теплоемкость воздуха постоянная.

7.1.4 В вертикальном пароводяном теплообменнике охлаждающая вода, протекающая по трубам, должна отводить 360 кВт теплоты. Сухой насыщенный пар под давлением 1,5 МПа конденсируется на наружной поверхности труб. Определить необходимый температурный напор, если теплообменник выполнен из 60 труб наружным диаметром 22 мм и высотой 1,6 м.

7.1.5 В противоточном теплообменнике охлаждается 0,5 м³/ч трансформаторного масла от 95 до 40 °С. Охлаждающая вода нагревается от 12 до 50 °С, коэффициенты теплоотдачи: со стороны масла 200, со стороны воды 800 Вт/(м²·К). Толщина стальной стенки 3 мм. Стенка покрыта слоями ржавчины и накипи толщиной по 0,5 мм. Определить расход охлаждающей воды и необходимую площадь поверхность теплообмена.

7.1.6 Трубчатый теплообменник имеет площадь поверхности теплообмена 48 м². В нем нагреваются 85,5 т/ч воды от 77 до 95 °С. Греющей средой является насыщенный водяной пар при избыточном давлении $0,43 \cdot 10^5$ Па. Найти коэффициент теплопередачи.

7.1.7 Пароводяной теплообменник выполнен из 218 вертикально расположенных труб диаметром 20 мм и высотой 1,6 м. Трубы изнутри охлаждаются водой, так что средняя температура их наружной по-

верхности равна $175\text{ }^{\circ}\text{C}$. Сухой насыщенный пар под давлением $1,2\text{ МПа}$ конденсируется на наружной поверхности труб. Определить коэффициент теплоотдачи от пара к поверхности труб и количество теплоты, передаваемой в теплообменнике.

7.1.8 Требуется испарить 1600 кг/ч жидкости, поступающей в испаритель при температуре кипения $127\text{ }^{\circ}\text{C}$. Теплота парообразования жидкости 377 кДж/кг . Нагрев происходит водяным паром при давлении $4,76 \cdot 10^5\text{ Па}$. Определить расход греющего пара, если он: а) сухой насыщенный; б) перегретый до $250\text{ }^{\circ}\text{C}$; в) влажный насыщенный со степенью сухости $x = 0,8$. Водяной пар конденсируется полностью, конденсат отводится при температуре насыщения, теплоемкость перегретого пара принять $2,14\text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$. Для случая а) определить необходимую площадь поверхности теплообмена, если средний коэффициент теплопередачи $809\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$.

7.1.9 В противоточный поверхностный конденсатор подается 360 кг/ч водяного пара при температуре $120\text{ }^{\circ}\text{C}$ и постоянном давлении 31 кПа . Пар охлаждается и конденсируется, отдавая теплоту воде, имеющей на входе температуру $20\text{ }^{\circ}\text{C}$. Конденсат выходит из конденсатора при температуре насыщения. Найти расход воды, необходимой для конденсации пара, и температуру воды на выходе из конденсатора. Принять, что в конденсаторе наименьшая разность температур между насыщенным паром и охлаждающей водой составляет $10\text{ }^{\circ}\text{C}$. Определить среднелогарифмический температурный напор между теплоносителями и тепловой поток от пара к воде.

7.1.10 В теплообменнике охлаждают 5500 кг/ч раствора от 90 до $30\text{ }^{\circ}\text{C}$. Для охлаждения используют воду при температуре $15\text{ }^{\circ}\text{C}$. Определить площадь поверхности теплообмена и расход охлаждающей воды при прямотоке и противотоке. Конечная температура воды должна быть на $5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ниже конечной (при прямотоке) и начальной (при противотоке) температуры раствора, коэффициент теплопередачи $k = 1050\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$; удельная теплоемкость раствора $C = 3350\text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$.

7.2 Выпаривание

7.2.1 Через выпарную установку за сутки проходит 150 т продукта (барды). Определить количество воды, которое следует выпарить для того, чтобы повысить концентрацию раствора с 6 до 15% , а также выход упаренного продукта (барды).

7.2.2 На выпаривание подается $S_0 = 80$ т/ч раствора $NaOH$ с начальной концентрацией $a_0 = 0,14$ кг/кг раствора (14% масс.). Определить количество удаляемой воды W , если требуется получить на выходе из корпуса упаренный раствор с концентрацией $a_1 = 0,175$ кг/кг (17,5% масс.).

7.2.3 Определить расход тепла и греющего пара на выпаривание KOH в однокорпусной выпарной установке с начальной концентрацией $a_0 = 20\%$ до конечной $a_1 = 45\%$. Количество поступающего раствора $S_0 = 20000$ кг/ч, его начальная температура $t_0 = 75$ °С. Давление греющего пара $P_0 = 0,15$ МПа. Абсолютное давление в аппарате $P_1 = 0,03$ МПа.

7.2.4 Определить температуру кипения раствора $NaOH$ с концентрацией $a = 0,175$ кг/кг раствора (17,5% масс.) и его температурную депрессию при давлении $P = 0,5$ МПа.

7.2.5 На выпаривание поступает $S_0 = 20$ т/ч раствора $NaOH$ с концентрацией $a_0 = 25\%$. Конечная концентрация $a_1 = 50\%$. Определить количество выпаренной воды и упаренного раствора.

7.2.6 Электролитическая щелочь содержит в растворе 17,5% масс. $NaOH$ и 25% масс. $NaCl$. Определить температуру кипения раствора при $P = 0,5$ МПа.

Если в растворе содержатся несколько нелетучих веществ, то общая температурная депрессия равна сумме депрессий, оказываемых каждым веществом.

7.2.7 Сколько необходимо выпарить воды из 1000 кг раствора азотнокислого натрия при концентрировании его от 10 до 70%?

7.2.8 Определить тепловую нагрузку выпарного аппарата и расход греющего пара при упаривании раствора $NaOH$ от начальной концентрации $a_0 = 0,14$ кг/кг до $a_1 = 0,175$ кг/кг. Расход исходного раствора $S_0 = 22,22$ кг/с. Начальная температура раствора $t_n = 120$ °С. Температура кипения раствора $t_{кип} = 163$ °С. Удельная теплоемкость раствора $c = 3800$ Дж/кг·К. Давление в аппарате $P = 0,5$ МПа; давление греющего пара $P_{гп} = 1$ МПа. Потери теплоты принять в размере 2% от полезно затрачиваемого.

7.2.9 Производительность выпарного аппарата по исходному раствору $S_0 = 2500$ кг/ч, концентрация исходного раствора $a_0 = 45$ г/л воды. Концентрация выпаренного раствора 250 г/л воды, при его плотности 1170 кг/м³. Определить производительность аппарата по выпаренному раствору.

7.2.10 Рассчитать коэффициент теплопередачи от конденсирующегося водяного пара давлением $P = 1$ МПа к раствору $NaOH$ концентрацией 17,5% масс., кипящему в вертикальных трубах 38×2 мм высотой $H = 5$ м при давлении $P = 0,5$ МПа. Температура кипения раствора в среднем сечении труб $t_{кип} = 163$ °С. Трубы выполнены из стали X18H9T. Температуру стенки со стороны пара принять в первом приближении равной $t_{ст п} = 175$ °С. По условию задачи теплопроводность стали $\lambda_{ст} = 14$ Вт/м·К. Термическое сопротивление загрязнений со стороны пара принимаем $R_1 = 0,5 \cdot 10^{-4}$ м²·К/Вт, и со стороны раствора $R_2 = 1 \cdot 10^{-4}$ м²·К/Вт.

Формулы для расчета коэффициентов теплоотдачи [28]:

$$\alpha_{конд} = 1,15 \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda_{ж}^3 \rho_{ж}^2 r g}{\mu_{ж} (t_{конд} - t_{ст}) H}} ;$$

$$\alpha_{кип} = 780 \cdot \frac{\lambda_{ж}^{1,3} \rho_{ж}^{0,5} \rho_{п}^{0,06}}{\sigma^{0,5} r^{0,6} \rho_{по}^{0,66} c_{ж}^{0,3} \mu_{ж}^{0,3}} \cdot q^{0,6},$$

где $\rho_{по}$ – плотность водяного пара при атмосферном давлении.

7.2.11 Водный раствор $NaOH$ выпаривают от начальной концентрации $a_0 = 10\%$, до конечной $a_1 = 45\%$. Расход исходного раствора $S_0 = 1,2$ кг/с. Определить основные характеристики выпарного аппарата, если известно, что давление в нем равно $P_1 = 0,02$ МПа, а греющий пар поступает с давлением $P_0 = 0,18$ МПа. Исходный раствор поступает в аппарат при температуре 40 °С.

7.2.12 На выпаривание в трехкорпусную установку подается 50 тонн в час (13,9 кг/с) раствора $NaOH$ с начальной концентрацией $a_0 = 10\%$ масс. Концентрация упаренного раствора $a_3 = 40\%$ масс. Из второго корпуса установки отбирается экстра пар в количестве 5000 кг/ч для нужд, не связанных с работой установки. Давление пара, обогревающего первый корпус $P_{гп} = 0,47$ МПа, давление вторичного пара, уходящего из последнего корпуса $P_{ок} = 0,02$ МПа. Распределить в первом приближении упариваемую воду по корпусам установки. Определить концентрации раствора в каждом корпусе установки.

Если между корпусами осуществляется отбор экстра пара в количестве E , кг/с, то количество растворителя, выпариваемого в последнем корпусе, определяется как [28]:

$$W_3 = \frac{W_{\text{общ}} - E}{n},$$

где n – число корпусов установки.

7.2.13 Определить расход пара в выпарном аппарате при концентрировании $S_0 = 2,5$ т/ч раствора $NaOH$. Начальная концентрация раствора $a_0 = 10\%$ масс, конечная $a_1 = 30\%$. Температура греющего пара $t_{\text{гп}} = 140$ °С, температура отводимого конденсата $t_{\text{к}} = 140$ °С. Теплотери аппарата $Q_{\text{п}} = 55000$ Вт. Раствор поступает в аппарат при температуре $t_0 = 80$ °С.

7.3 Перегонка

Перегонка – это процесс однократного частичного испарения и конденсации. При этом образующийся пар (а следовательно и конденсат) оказывается обогащенным легколетучим, низкокипящими компонентами смеси. Оставшийся кубовый остаток, напротив, обогащен труднолетучими, высококипящими компонентами.

В зависимости от того, удаляются ли непрерывно образующиеся в кипятильники пары или весь образовавшийся пар находится в контакте с неиспаренной жидкостью, различают, соответственно, простую перегонку и равновесную или интегральную перегонку.

7.3.1 Вычислить состав равновесной паровой фазы при 60 °С для жидкой смеси, характеризующейся мольными концентрациями бензола – 40% и толуола – 60% . Считать, что данная смесь характеризуется законом Рауля.

7.3.2 Рассчитать равновесные концентрации пара для смеси «метанол – вода», полагая ее идеальной. Давление в системе $p = 0,1$ МПа.

7.3.3 Определить температуру кипения и равновесный состав пара над смесью, состоящий из двух компонентов: бензол (мольная доля бензола $x_{\text{бенз.}} = 0,30$) и толуол (мольная доля толуола $x_{\text{тол.}} = 0,70$). Общее давление в системе $P = 930$ мм рт. ст. Смесью считать идеальной.

7.3.4 Построить кривую равновесия $y^p = f(x)$ при общем давлении $0,4$ МПа для смеси «бензол – толуол», считая, что смесь подчиняется закону Рауля.

7.3.5 Определить минимальное флегмовое число для ректификационной колонны, в которой происходит разделение смеси «метиловый спирт – вода». Концентрация метилового спирта в исходной сме-

си составляет $x_1 = 40\%$; дистиллят содержит 95,9%, а кубовый остаток 1,5% метилового спирта.

7.3.6 Определить графоаналитическим методом при помощи диаграмм равновесия $y^p = f(x)$ число тарелок для перегонки при атмосферном давлении смеси «пропан – бутан» от начальной массовой концентрации низкокипящего компонента пропана, равной $a_1 = 25\%$ до конечной массовой концентрации $a_k = 94\%$. В кубовом остатке содержится $a_0 = 2\%$ пропана.

7.3.7 Рассчитать равновесные концентрации и давления паров для смеси изопропиловый спирт – вода, полагая ее идеальной. Давление в системе 760 мм рт. ст.

7.3.8 Определить температуру кипения и равновесный состав пара над смесью, состоящий из трех компонентов с мольными долями: пропан ($x_{\text{пр.}} = 0,3$), бутан ($x_{\text{бут.}} = 0,5$), бензол ($x_{\text{бенз.}} = 0,2$). Общее давление в системе 890 мм рт. ст. Смесью считать идеальной. Задачу решить методом последовательных приближений.

7.3.9 Перегонке подлежит 1000 кг смеси, содержащей по массе 60% этилового спирта и 40% воды. После перегонки массовое содержание спирта в кубовом остатке должно составлять 5%. Определить мольные концентрации в исходной смеси и в кубовом остатке.

7.3.10 100 кмоль смеси «бензол – толуол» с мольной концентрацией бензола 70% подвергают ректификации и получают 22,3 кмоль остатка с мольной концентрацией бензола 10%. Определить количество вещества в кубовом остатке и конечный состав дистиллята.

7.4 Сушка

Сушка – это испарение влаги из материала с отводом образующихся паров, представляющая собой совокупность процессов переноса тепла и массы и сопровождающаяся структурно-механическими изменениями высушиваемого вещества.

Существуют следующие виды сушки:

а) *контактная сушка* – теплота от теплоносителя к материалу передается через разделяющую их стенку;

б) *конвективная сушка* – теплота передается при непосредственном соприкосновении высушиваемого материала с сушильным агентом;

в) *диэлектрическая сушка* – теплота в материале выделяется под воздействием токов высокой частоты;

г) *сублимационная сушка* – материал высушивается в замороженном состоянии при глубоком вакууме;

д) *радиационная сушка* – теплота передается инфракрасными лучами.

7.4.1 В сушилку поступает 1 т/ч материала с абсолютной влажностью $u_1 = 75\%$. Влажность материала на выходе из сушилки $u_2 = 8\%$. Определить количество удаляемой из материала влаги ΔW ?

Решение. Производительность сушилки по абсолютно сухому материалу

$$G_{\text{с.м.}} = G_1(1 - u_1) = 1000(1 - 0,75) = 250 \text{ кг/ч.}$$

Производительность сушилки по высушенному продукту влажностью $u_2 = 8\%$

$$G_2 = \frac{G_{\text{с.м.}} \cdot 1}{(1 - u_2)} = \frac{250 \cdot 1}{1 - 0,08} = 271 \text{ кг/ч.}$$

Количество удаляемой из материала влаги

$$\Delta W = G_1 - G_2 = 1000 - 271 = 729 \text{ кг/ч.}$$

7.4.2 Определить подачу вытяжного вентилятора теоретической сушилки производительностью 500 кг/ч по высушенному материалу. Влажность поступающего в сушилку материала $u_1 = 80\%$, а выходящего $u_2 = 12\%$. Параметры воздуха до калорифера: $t_0 = 20^\circ\text{C}$, влажность $\varphi_0 = 70\%$. На выходе из сушилки температура воздуха $t_2 = 40^\circ\text{C}$, а влажность воздуха $\varphi_2 = 80\%$.

7.4.3 При давлении $p = 10^5$ Па, температуре $t = 10^\circ\text{C}$ и относительной влажности $\varphi_{\text{возд}} = 0,8$ объем сухого воздуха, проходящего через воздухоохладитель за 1 секунду, составляет $27,8 \text{ м}^3$. По техническим условиям производства воздух при прохождении через воздухоохладитель должен охлаждаться до 0°C . Определить количество теплоты, которое необходимо отнять для охлаждения воздуха, и массу влаги, выпадающей на поверхности охладителя за 1 секунду.

7.4.4 На сушку поступает суспензионный полистирол с расходом $G_1 = 1 \text{ кг/с}$, его влажность $u_1 = 30\%$. Требуется получить высушенный продукт с влажностью $u_2 = 1\%$. Определить количество высушенного полистирола G_2 и количество удаляемой воды ΔW .

7.4.5 Определить интенсивность испарения воды с поверхности материала в рабочей камере сушильной установки, если параметры воздуха в ней $P = 750$ мм рт. ст., $t = 75$ °С и относительная влажность $\varphi = 5\%$. Коэффициент теплоотдачи на поверхности материала 12 Вт/(м²·К).

7.4.6 Рассчитать продолжительность сушки материала τ от влажности $u_1 = 80\%$ до влажности $u_2 = 10\%$ при постоянных параметрах воздуха, если известно, что этот материал высыхает за 3,5 ч от влажности 75% до влажности 12%. Критическое влагосодержание материала составляет 18%. Задачу решить без учета равновесного влагосодержания.

7.4.7 Температура влажного воздуха $t = 25$ °С, а температура точки росы $t_p = 25$ °С. Определить с использованием $h-d$ диаграммы относительную влажность воздуха $\varphi_{\text{возд}}$, удельную энтальпию h , массовое влагосодержание d и парциальное давление пара $P_{\text{п}}$ (рис. 6.2).

7.4.8 Определить расход воздуха на сушку полистирола при $G_1 = 1$ кг/с, $u_1 = 30\%$, $G_2 = 0,707$ кг/с, $u_2 = 1\%$, $\Delta W = 0,293$ кг/с. Исходный воздух имеет температуру $t_0 = 20$ °С и относительную влажность $\varphi_0 = 67\%$ ($d_0 = 0,01$ кг влаги/кг а.с.в.). Отработанный воздух имеет температуру $t_2 = 60$ °С и относительную влажность $\varphi_0 = 30\%$ ($d_2 = 0,04$ кг влаги/кг а.с.в.).

7.4.9 Определить коэффициенты теплоотдачи от воздуха к поверхности материала в сушильной камере, если параметры воздуха $P = 1$ кгс/см², $t = 110$ °С и $d = 16$ г/кг. Интенсивность испарения $J_{\text{п}} = 2$ кг/(м²·ч).

7.4.10 Определить КПД теоретической сушилки производительностью по сырью 500 кг/ч при сушке материала от влагосодержания $w_1 = 240\%$ до $w_2 = 10\%$. Параметры воздуха перед калорифером: $t_0 = 20$ °С и $\varphi_0 = 80\%$. Температура воздуха на выходе из сушилки $t_2 = 60$ °С. Производительность вытяжного вентилятора $V = 13800$ м³/ч.

7.4.11 Температура влажного воздуха $t = 60$ °С, относительная влажность $\varphi = 30\%$. Требуется определить с помощью $h-d$ диаграммы другие параметры смеси (рис. 6.2).

7.4.12 Определить массу силикагеля, служащего для поглощения паров воды из воздуха, которую необходимо загрузить в камеру сгорания ЖРД, находящегося на длительном хранении, если объем камеры сгорания равен $V = 3$ м³. Двигатель законсервирован при относительной влажности 60% и температуре окружающего воздуха 20 °С. Согласно техническим условиям двигатель должен храниться при

относительной влажности 50% и температуре от 0 до +40 °С. Поглощательная способность 1 кг силикагеля 0,2 кг воды.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Рекомендуемые диапазоны основных режимных параметров установки

№	Параметр	Обозначение	Единица	Диапазон изменения
1	Внутренний диаметр теплообменной трубы	D1	м	0,006 + 0,022
2	Диаметр кольцевых диафрагм	D11	м	$D11/D1 = 0,88 \div 0,98$
3	Наружный диаметр теплообменной трубы	D2	м	0,008 ÷ 0,024
4	Диаметр кольцевого канала	D21	м	$D21/D2 = 0,88 \div 0,98$
5	Внутренний диаметр наружной трубы	D3	м	0,01 ÷ 0,04
6	Шаг размещения диафрагм и канавок	T	м	$(0,25 \div 1)D1$
7	Длина аппарата	L	м	0,3 ÷ 5
8	Вид теплоносителя			0 – воздух; 1 – вода
9	Схема течения			0 – прямоток; 1 – противоток
10	Перепад давлений на диафрагме горячего теплоносителя	ДРГ	кгс/м ²	50 ÷ 7000
11	Давление перед диафрагмой горячего теплоносителя	РГ	кгс/м ²	$10^4 \div 10^5$
12	Перепад давлений на диафрагме холодного теплоносителя	ДРХ	кгс/м ²	50 ÷ 7000
13	Давление перед диафрагмой холодного теплоносителя	РХ	кгс/м ²	$10^4 \div 10^5$
14	ЭДС термопары, установленной перед диафрагмой – расходомером горячего теплоносителя	ЕГ	мВ	0 ÷ 30
15	ЭДС термопары, установленной перед диафрагмой – расходомером холодного теплоносителя	ЕХ	мВ	0 ÷ 7
16	ЭДС термопары, установленной на входе горячего теплоносителя	ЕГ1	мВ	0 ÷ 30
17	ЭДС термопары, установленной на выходе горячего теплоносителя	ЕГ2	мВ	Не задается
18	ЭДС термопары, установленной на входе холодного теплоносителя	ЕХ1	мВ	0 ÷ 7
19	ЭДС термопары, установленной на выходе холодного теплоносителя	ЕХ2		Не задается

Отношения $\frac{Nu}{Nu_{\text{ГЛ}}}$ и $\frac{\xi}{\xi_{\text{ГЛ}}}$ в зависимости от Re и $\frac{d'_1}{d_1}$, полученные при течении воздуха в трубах

$\frac{d'_1}{d_1}$	$Re = 10^4$		$Re = 2 \cdot 10^4$		$Re = 4 \cdot 10^4$		$Re = 10^3$		$Re = 2 \cdot 10^3$		$Re = 4 \cdot 10^3$	
	$\frac{Nu}{Nu_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{\xi}{\xi_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{Nu}{Nu_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{\xi}{\xi_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{Nu}{Nu_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{\xi}{\xi_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{Nu}{Nu_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{\xi}{\xi_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{Nu}{Nu_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{\xi}{\xi_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{Nu}{Nu_{\text{ГЛ}}}$	$\frac{\xi}{\xi_{\text{ГЛ}}}$
$\frac{t}{d_1} = 0,25$												
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0,99	1,28	1,45	1,30	1,36	1,32	1,32	1,35	1,20	1,37	1,20	1,38	1,17
0,97	1,80	2,36	1,80	2,20	1,85	2,20	1,88	2,15	1,95	2,08	2,05	2,05
0,96	1,98	2,84	2,00	2,76	2,08	2,74	2,10	2,68	2,15	2,74	2,25	2,70
0,95	2,14	3,28	2,20	3,30	2,28	3,35	2,28	3,32	2,37	3,40	2,45	3,50
0,94	2,30	3,80	2,35	3,85	2,43	4,10	2,43	4,15	2,56	4,20	2,63	4,45
0,93	2,43	4,20	2,50	4,36	2,58	4,86	2,58	5,20	2,68	5,15	2,79	5,45
0,92	2,54	4,70	2,64	5,00	2,68	5,66	2,70	6,24	2,78	6,18	2,92	6,60
0,91	2,60	5,20	2,75	5,60	2,77	6,40	2,78	7,35	2,84	7,40	3,00	7,80
0,90	2,65	5,80	2,80	6,30	2,80	7,16	2,82	8,22	2,88	8,80	3,08	9,08
0,89	2,65	6,32	2,85	7,10	2,80	8,10	2,82	9,20	2,92	10,3	3,12	10,56
0,88	—	—	8,87	—	2,80	—	2,82	—	2,96	—	3,16	—

Продолжение приложения 2

$\frac{d'_1}{d_1}$	Re = 10 ⁴		Re = 2·10 ⁴		Re = 4·10 ⁴		Re = 10 ³		Re = 2·10 ³		Re = 4·10 ³	
	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$
$\frac{t}{d_1} = 0,5$												
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0,99	1,23	1,34	1,28	1,12	1,22	1,16	1,25	1,20	1,28	1,20	1,32	1,08
0,98	1,50	1,68	1,52	1,40	1,45	1,40	1,48	1,48	1,55	1,45	1,61	1,37
0,97	1,70	1,04	1,75	1,70	1,65	1,80	1,7	1,84	1,80	1,88	1,88	1,73
0,96	1,88	2,40	1,92	2,10	1,86	2,30	1,92	2,36	2,04	2,50	2,10	2,25
0,95	2,05	2,90	2,08	2,90	2,06	3,04	2,12	3,05	2,21	3,22	2,28	2,97
0,94	2,20	3,45	2,26	3,60	2,24	3,80	2,22	3,90	2,38	4,08	2,45	3,81
0,93	2,32	4,00	2,40	4,50	2,38	4,60	2,37	5,00	2,50	4,92	2,61	4,80
0,92	2,40	4,70	2,54	5,30	2,50	5,45	2,49	6,16	2,61	5,90	2,74	5,78
0,90	2,54	6,30	2,69	7,20	2,68	7,28	2,67	8,56	2,77	8,13	2,92	8,30
0,89	2,58	7,30	2,70	8,20	2,70	8,50	2,70	9,90	2,81	9,65	2,98	9,80
0,88	2,58	8,50	2,72	9,23	2,70	10,5	2,70	11,50	2,82	10,5	3,00	11,6

Продолжение приложения 2

$\frac{d'_1}{d_1}$	Re = 10 ⁴		Re = 2·10 ⁴		Re = 4·10 ⁴		Re = 10 ³		Re = 2·10 ³		Re = 4·10 ³	
	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$	$\frac{Nu}{Nu_{ГЛ}}$	$\frac{\xi}{\xi_{ГЛ}}$
$\frac{t}{d_1} = 1$												
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0,99	1,13	1,05	1,13	1,07	1,15	1,08	1,15	1,11	1,16	1,07	1,12	1,08
0,98	1,27	1,10	1,25	1,15	1,30	1,16	1,34	1,27	1,40	1,28	1,28	1,20
0,97	1,41	1,15	1,40	1,20	1,45	1,27	1,54	1,45	1,55	1,53	1,43	1,40
0,96	1,57	1,25	1,55	1,30	1,61	1,50	1,70	1,72	1,70	1,85	1,60	1,65
0,95	1,69	1,40	1,65	1,46	1,73	1,82	1,85	2,02	1,82	2,20	1,75	1,95
0,94	1,81	1,80	1,82	1,72	1,86	2,30	1,97	2,39	1,96	2,61	1,90	2,40
0,93	1,93	2,44	1,95	2,08	1,98	2,94	2,05	2,82	2,08	3,07	2,08	2,90
0,92	2,07	3,05	2,09	2,80	2,13	3,50	2,21	3,45	2,20	3,52	2,21	3,40
0,91	2,17	3,72	2,21	3,76	2,23	4,30	2,32	4,38	2,32	4,04	2,35	4,13
0,90	2,27	4,52	2,38	4,80	2,35	5,50	2,41	5,60	2,40	4,76	2,47	4,08
0,89	2,38	5,62	2,48	5,90	2,45	6,90	2,52	6,80	2,50	5,80	2,57	6,20
0,88	2,48	7,00	2,60	7,30	2,58	8,25	2,60	8,30	2,60	7,20	2,66	7,45
0,87	2,54	10,0	2,70	9,95	2,66	10,0	2,67	10,0	2,68	9,50	2,74	9,00
0,86	2,62	—	2,81	—	2,75	—	2,72	—	2,75	—	2,80	—

Задания на конструкторский расчет пароводяного теплообменника

Номер варианта	$d_{тр}$, мм	$G_{воды}$, т/час	$W_{воды}$, м/с	$P_{воды}$, МПа	$t_{вх}$, °С	$t_{вых}$, °С	$P_{пара}$, МПа	$i_{пара\ вх}$, кДж/кг	$i_{конд}$, кДж/кг
1	32/25	350	2,0	18,0	195	220	4,0	2945	1087,5
2	32/25	340	1,9	17,5	194	220	4,0	2960	1087,5
3	32/25	330	1,8	17,0	193	220	4,0	2970	1087,5
4	32/25	320	1,7	16,5	192	220	4,0	2925	1087,5
5	32/25	310	1,6	16,0	190	220	4,0	2910	1087,5
6	30/24	300	1,9	15,5	189	215	4,2	2930	1101,7
7	30/24	290	1,8	15,0	188	215	4,2	2940	1101,7
8	30/24	280	1,7	14,5	187	215	4,2	2950	1101,7
9	30/24	270	1,6	14,0	186	215	4,2	2935	1101,7
10	30/24	260	1,5	14,5	185	215	4,2	2920	1101,7
11	28/22	250	1,4	15,0	184	210	4,1	2910	1094,6
12	28/22	240	1,5	15,5	183	210	4,1	2955	1094,6
13	28/22	230	1,6	16,0	182	210	4,1	2965	1094,6
14	28/22	220	1,7	16,5	181	210	4,1	2975	1094,6
15	28/22	210	1,8	17,0	180	210	4,1	2980	1094,6
16	32/25	350	2,0	18,0	195	220	3,8	2945	1072,8
17	32/25	340	1,9	17,5	194	220	3,8	2960	1072,8
18	32/25	330	1,8	17,0	193	220	3,8	2970	1072,8
19	32/25	320	1,7	16,5	192	220	3,8	2925	1072,8
20	32/25	310	1,6	16,0	191	220	3,8	2910	1072,8

Продолжение приложения 3

Номер варианта	$d_{\text{тр}}$, мм	$G_{\text{воды}}$, т/час	$w_{\text{воды}}$, м/с	$P_{\text{воды}}$, МПа	$t_{\text{вх}}$, °С	$t_{\text{вых}}$, °С	$P_{\text{пара}}$, МПа	$i_{\text{пара вх}}$, кДж/кг	$i_{\text{конд}}$, кДж/кг
21	30/24	300	1,5	15,5	190	215	3,6	2930	1057,6
22	30/24	290	1,4	15,0	189	215	3,6	2940	1057,6
23	30/24	280	1,5	14,5	188	215	3,6	2950	1057,6
24	30/24	270	1,6	14,0	187	215	3,6	2935	1057,6
25	30/24	260	1,7	14,5	186	215	3,6	2925	1057,6
26	28/22	250	1,8	15,0	185	210	3,7	2910	1065,3
27	28/22	240	1,9	15,5	184	210	3,7	2955	1065,3
28	28/22	230	2,0	16,0	183	210	3,7	2960	1065,3
29	28/22	220	1,8	16,5	182	210	3,7	2970	1065,3
30	28/22	210	1,6	17,0	181	210	3,7	2980	1065,3

Удельная теплоемкость жидких веществ и водных растворов
 Коэффициент пересчета в систему СИ: $\text{ккал/кг}\cdot\text{град}\times 4190 = \text{Дж/кг}\cdot\text{град}$

Вещество	Удельная теплоемкость, $\text{ккал/кг}\cdot\text{град}$							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотная кислота: 100%	0,415	0,418	0,42	0,425	0,43	0,435	0,44	0,445
50%	–	0,667	0,68	0,693	0,71	0,73	0,74	0,76
Аммиак жидкий	1,08	1,1	1,13	1,16	1,22	1,3	1,37	1,48
Аммиачная вода 25%-ная	–	1,03	1,03	1,04	1,06	1,08	1,1	1,13
Анилин	–	0,477	0,487	0,498	0,508	0,519	0,529	0,54
Ацетон	0,49	0,505	0,52	0,535	0,55	0,566	0,581	0,596
Бензол	–	0,39	0,413	0,436	0,46	0,483	0,506	0,52
Бутиловый спирт	0,47	0,503	0,555	0,607	0,66	0,712	0,765	0,817
Вода	–	1,01	0,999	0,998	1,0	1,01	1,01	1,02
Гексан	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536
Глицерин 50%-ный	–	0,85	0,85	0,84	0,84	–	–	–
Двуокись серы (жидк.)	0,313	0,317	0,327	0,342	0,363	0,389	0,42	0,457
Дихлорэтан	0,232	0,253	0,274	0,296	0,317	0,339	0,361	0,382
Изопропиловый спирт	0,525	0,564	0,635	0,706	0,777	0,847	0,917	0,987
Кальций хлористый (25%- ный раствор)	0,687	0,69	0,702	0,71	0,73	0,74	0,75	0,76
Метиловый спирт: 100%	0,569	0,589	0,613	0,637	0,66	0,684	0,708	0,732
40%	–	0,84	0,85	0,86	0,86	0,87	0,88	0,89

Вещество	Удельная теплоемкость, ккал/кг·град							
	при –20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Муравьиная кислота	–	0,469	0,49	0,511	0,531	0,552	0,573	0,593
Натрий едкий, растворы:								
50%	–	–	0,773	0,769	0,767	0,765	0,763	0,762
40%	–	0,807	0,817	0,826	0,83	0,832	0,832	0,832
30%	–	0,824	0,84	0,856	0,865	0,869	0,869	0,869
20%	–	0,842	0,862	0,875	0,882	0,886	0,888	0,888
10%	–	0,882	0,9	0,912	0,918	0,922	0,924	0,926
Натрий хлористый (20%-ный раствор)	–	0,941	0,939	0,936	0,931	0,93	0,92	0,92
Нитробензол	–	0,334	0,347	0,36	0,374	0,387	0,4	0,414
Октан	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526
Олеум 20%-ный	–	0,326	0,34	0,354	0,368	0,382	0,386	0,41
Серная кислота:								
98%	–	0,355	0,348	0,361	0,375	0,388	0,402	0,414
92%	0,355	0,366	0,377	0,389	0,4	0,412	0,425	0,436
75%	0,431	0,447	0,463	0,479	0,495	0,51	0,527	0,543
60%	0,505	0,525	0,545	0,565	0,585	0,605	0,625	0,645
Серовуглерод	0,232	0,235	0,238	0,242	0,245	0,248	0,252	0,255
Соляная кислота 30%-ная	–	0,55	0,59	0,63	0,67	0,72	0,76	0,8
Толуол	0,363	0,385	0,407	0,429	0,451	0,473	0,494	0,506
Уксусная кислота:								
100%	–	0,45	0,476	0,502	0,527	0,553	0,579	0,605
50%	–	0,73	0,74	0,75	0,76	0,78	0,79	0,8

Вещество	Удельная теплоемкость, <i>ккал/кг·град</i>							
	при –20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Фенол (расплавленный)	–	–	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56
Хлорбензол	0,285	0,3	0,315	0,33	0,345	0,36	0,376	0,391
Хлороформ	0,23	0,287	0,244	0,251	0,258	0,265	0,272	0,279
Четыреххлористый углерод	0,194	0,2	0,206	0,213	0,22	0,226	0,233	0,24
Этилацетат	0,424	0,441	0,458	0,475	0,493	0,51	0,527	0,544
Этиловый спирт:								
100%	0,505	0,547	0,593	0,648	0,708	0,769	0,839	0,909
80%	–	0,64	0,68	0,72	0,77	0,82	0,87	0,93
60%	–	0,73	0,75	0,79	0,83	0,86	0,9	0,95
40%	–	0,82	0,84	0,87	0,88	0,91	0,94	0,96
20%	–	0,91	0,92	0,93	0,94	0,95	0,97	0,98
Этиловый спирт	0,516	0,528	0,541	0,575	0,633	0,69	0,747	0,803

Теплота испарения жидких веществКоэффициент пересчета в систему СИ: $\text{ккал/кг} \times 4190 = \text{Дж/кг}$

Вещество	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С	при 140 °С
Аммиак	302	284	263	238	208	169	113	–
Ацетон	135	132	128	124	118	113	107	100
Бензол	107	104	101	97,5	94,3	90,5	86,7	82,6
Бутиловый спирт	168	164	160	156	151	146	140	134
Двуокись серы	91,9	84	76	67,6	59	50	39,9	31,4
Изопропиловый спирт	185	179	173	167	160	152	144	133
Метиловый спирт	286	280	273	265	253	242	227	213
Сероуглерод	89,4	87,6	85,1	82,2	79,1	75,5	71,7	67,4
Толуол	99	97,3	95,1	92,8	90,5	88	85,2	82,1
Уксусная кислота	–	84,1	87,2	89,6	91,6	93,1	93,2	91,8
Фреон Ф-12	37	34,6	31,6	27,9	23,3	16,2	7,5	–
Хлор	63,6	60,4	56,9	53	48,4	42,2	33,3	17
Хлорбензол	89,7	88,2	86,5	84,6	82,7	80,7	78,7	76,5
Хлороформ	64,8	62,8	61	59,1	57,2	55,2	53,2	51,2
Четыреххлористый углерод	52,1	51	49,7	48,2	46,2	44,3	42,3	40,1
Этилацетат	102	98,2	95,3	92,1	88,7	84,9	80,6	75,7
Этиловый спирт	220	218	215	210	203	194	182	170
Этиловый эфир	92,5	87,5	82,7	77,9	72,5	67,4	61,4	54,5

**Равновесные составы жидкости (\bar{x}) и пара (\bar{y}) в мол. % и температуры кипения (t) в °С
двойных смесей при 760 мм рт. ст.**

Смесь	\bar{x}	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Азеотроп- ная смесь
Азотная кислота – вода	\bar{y}	0	0,3	1,0	5,0	16,0	46,0	83,0	95,5	98,7	99,5	99,9	100	38,3
	t	100	103,5	108,6	117,5	121,4	121,6	116	101,5	91,7	87,5	85,6	85,4	121,9
Ацетон – бензол	\bar{y}	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100	–
	t	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1	–
Ацетон – вода	\bar{y}	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100	–
	t	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59	58,2	57,5	56,9	–
Ацетон – метиловый спирт	\bar{y}	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	–	100	80
	t	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56	55,3	55,05	–	56,1	55,05
Ацетон – этиловый спирт	\bar{y}	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100	–
	t	78,3	75,4	73	69	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58	57	56,1	–
Бензол – толуол	\bar{y}	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100	–
	t	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2	–
Бензол – уксусная кислота	\bar{y}	0	26	42	59	68,6	75	79	83	88	92,5	97	100	97,5
	t	118,7	111,4	105,8	99	94	90,3	88	85,7	83,5	82	80,8	80,2	80
Вода – уксусная кислота	\bar{y}	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53	62,6	71,6	79,5	86,4	93	100	–
	t	118,1	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100	–
Изопропиловый спирт – вода	\bar{y}	0	48,5	53	60	64	66,5	68	68,4	70	77	83	100	68,5
	t	100	84,4	82,5	81,2	81	80,6	80,5	80,4	80,5	81	82,3	82,4	80,4

Продолжение приложения 6

Смесь	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Азеотропная смесь
Метиловый спирт – бензол	\bar{y}	0	38,5	50	56	58	59	60	61	61	66	75	100	61,4
	t	80,2	66,9	61,1	58,6	58	57,8	57,7	57,6	57,6	58	59,6	64,9	57,6
Метиловый спирт – вода	\bar{y}	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	95,8	100	–
	t	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5	–
Метиловый спирт – этиловый спирт	\bar{y}	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,2	100	–
	t	78,3	77,2	76,5	75	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9	–
Муравьиная кислота – уксусная кислота	\bar{y}	0	8	14,6	26	38	48,5	57,6	66	74,6	83,6	92,2	100	–
	t	118,1	116	115,4	112,8	110,7	108,8	107	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8	–
Сероуглерод – ацетон	\bar{y}	0	19	29	46	53,3	57,5	60,5	61	68	72,2	78	100	61
	t	56,2	51,2	48,3	43,5	41,3	40,3	39,6	39,3	39,3	39,6	40,9	46,3	39,3
Сероуглерод – четыреххлористый углерод	\bar{y}	0	13,2	24	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,4	90,1	95	100	–
	t	76,7	73,7	71	66	62,3	59	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3	–
Толуол – уксусная кислота	\bar{y}	0	15,5	25,5	37,2	46	54,1	57	61,5	66,5	71,8	81	100	62,7
	t	118,1	111,3	108,9	105,6	103,3	101,7	100,8	100,6	100,6	100,9	102,6	110,8	100,6
Хлороформ – бензол	\bar{y}	0	6,5	12,6	27,2	41	54,6	66	74,6	83	90,5	96,2	100	–
	t	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71	68,7	65,7	61,5	–
Четыреххлористый углерод – этиловый спирт	\bar{y}	0	21	33	48	54	56,5	58,8	62	65,8	72,2	82,3	100	63
	t	77,9	73,7	70,8	67,2	65,3	64,6	64	63,6	64	65,6	68,5	75,9	63,6
Этиловый спирт – бензол (750 мм рт. ст.)	\bar{y}	0	18	28,6	36,8	40,5	43,5	46,5	49,5	53,5	60	71	100	44,8
	t	79,7	74,3	71,2	69	68,2	67,8	67,8	68,3	68,9	70,1	72,6	78,1	67,8
Этиловый спирт – вода	\bar{y}	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100	89,4
	t	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80	79,4	79	78,6	78,4	78,4	78,15

Приложение 7

Нормальные температуры кипения и коэффициенты уравнения Антуана для расчета давления паров индивидуальных веществ (P = 760 мм рт. ст.) [28]

$$\ln P = A - \frac{B}{(T + C)}$$

№ п/п	Название	Формула	$T_{\text{кип}}, \text{K}$	Коэффициенты		
				A	B	C
1	Бензол	C_6H_6	353,3	15,9008	2788,51	-52,36
2	Бутан	C_4H_{10}	272,7	15,6782	2154,90	-34,42
3	Вода	H_2O	373,2	18,3036	3816,44	-46,13
4	Изопропил	C_3H_8O	355,4	18,6929	3640,20	-53,54
5	Метанол	CH_4O	337,8	18,5875	3626,55	-34,29
6	Пропан	C_3H_8	231,1	15,7260	1872,46	-25,16
7	Толуол	C_7H_8	383,8	16,0137	3096,52	-53,67

Приложение 8

Критические константы веществ и соединений

№ п/п	Название	Формула	$t_{\text{кр}}, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{кр}}, \text{атм}$	$\rho_{\text{кр}}, \text{кг/м}^3$
1	Бензол	C_6H_6	288,5	52,4	
2	Бутан	C_4H_{10}	153	37,5	
3	Изопропиловый спирт	C_3H_8O	235	47	
4	Метилловый спирт	CH_4O	240	79,9	272
5	Толуол	C_7H_8	320,6	40,6	292

Физические свойства воды на линии насыщения

t	$p \cdot 10^{-5}$	ρ	h	c_p	$\lambda \cdot 10^2$	$a \cdot 10^8$	$\mu \cdot 10^6$	$\nu \cdot 10^6$	$\beta \cdot 10^4$	$\sigma \cdot 10^4$	Pr
°С	Па	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$	Па·с	$\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$	$\frac{1}{\text{К}}$	$\frac{\text{Н}}{\text{м}}$	
0	0,006108	999,9	0	4,212	55,1	13,1	1788	1,789	-0,63	756,4	13,67
10	0,012271	999,7	42,04	4,191	57,4	13,7	1306	1,306	+0,70	741,6	9,52
20	0,02337	998,2	83,91	4,183	59,9	14,3	1004	1,006	1,82	726,9	7,02
30	0,04241	995,7	125,7	4,174	61,8	14,9	801,5	0,805	3,21	712,2	5,42
40	0,07375	992,2	167,5	4,174	63,5	15,3	653,3	0,659	3,87	696,5	4,31
50	0,12335	988,1	209,3	4,174	64,8	15,7	549,4	0,556	4,49	676,9	3,54
60	0,1992	983,1	251,1	4,179	65,9	16,0	469,9	0,478	5,11	662,2	2,98
70	0,3116	977,8	293,0	4,187	66,8	16,3	406,1	0,415	5,70	643,5	2,55
80	0,4736	971,8	355,0	4,195	67,4	16,6	355,1	0,365	6,32	625,9	2,21
90	0,7011	965,3	377,0	4,208	68,0	16,8	314,9	0,326	6,95	607,2	1,95
100	1,0132	958,4	419,1	4,220	68,3	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
110	1,43	951,0	461,4	4,233	68,5	17,0	259,0	0,272	8,08	569,0	1,60
120	1,98	943,1	503,7	4,250	68,6	17,1	237,4	0,252	8,64	548,4	1,47
130	2,70	934,8	546,4	4,266	68,6	17,2	217,8	0,233	9,19	528,8	1,36
140	3,61	926,1	589,1	4,287	68,5	17,2	201,1	0,217	9,72	507,2	1,26
150	4,76	917,0	632,2	4,313	68,4	17,3	186,4	0,203	10,3	486,6	1,17
160	6,18	907,0	675,4	4,346	68,3	17,3	173,6	0,191	10,7	466,0	1,10
170	7,92	897,3	719,3	4,380	67,9	17,3	162,8	0,181	11,3	443,4	1,05
180	10,03	886,9	763,3	4,417	67,4	17,2	153,0	0,173	11,9	422,8	1,00

Продолжение приложения 9

t	$p \cdot 10^{-5}$	ρ	h	c_p	$\lambda \cdot 10^2$	$a \cdot 10^8$	$\mu \cdot 10^6$	$\nu \cdot 10^6$	$\beta \cdot 10^4$	$\sigma \cdot 10^4$	Pr
°C	Па	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$	Па·с	$\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$	$\frac{1}{\text{К}}$	$\frac{\text{Н}}{\text{м}}$	
190	12,55	876,0	807,8	4,459	67,0	17,1	144,2	0,165	12,6	400,2	0,96
200	15,55	863,0	852,5	4,505	66,3	17,0	136,4	0,158	13,3	376,7	0,93
210	19,08	852,8	897,7	4,555	65,5	16,9	130,5	0,153	14,1	354,1	0,91
220	23,20	840,3	943,7	4,614	64,5	16,6	124,6	0,148	14,8	331,6	0,89
230	27,98	827,3	990,2	4,681	63,7	16,4	119,7	0,145	15,9	310,0	0,88
240	33,48	813,6	1037,5	4,756	62,8	16,2	114,8	0,141	16,8	285,5	0,87
250	39,78	799,0	1085,7	4,844	61,8	15,9	109,9	0,137	18,1	261,9	0,86
260	46,94	784,0	1135,7	4,949	60,5	15,6	105,9	0,135	19,7	237,4	0,87
270	55,05	767,9	1185,7	5,070	59,0	15,1	102,0	0,133	21,6	214,8	0,88
280	64,19	750,7	1236,8	5,230	57,4	14,6	98,1	0,131	23,7	191,3	0,90
290	74,45	732,3	1290,0	5,485	55,8	13,9	94,2	0,129	26,2	168,7	0,93
300	85,92	712,5	1344,9	5,736	54,0	13,2	91,2	0,128	29,2	144,2	0,97
310	98,70	691,1	1402,2	6,071	52,3	12,5	88,3	0,128	32,9	120,7	1,03
320	112,90	667,1	1462,1	6,574	50,6	11,5	85,3	0,128	38,2	98,10	1,11
330	128,65	640,2	1526,2	7,244	48,4	10,4	81,4	0,127	43,3	76,71	1,22
340	146,08	610,1	1594,8	8,165	45,7	9,17	77,5	0,127	53,4	56,70	1,39
350	165,37	574,4	1671,4	9,504	43,0	7,88	72,6	0,126	66,8	38,16	1,60
360	186,74	528,0	1761,5	13,984	39,5	5,36	66,7	0,126	109	20,21	2,35
370	210,53	450,5	1892,5	40,321	33,7	1,86	56,9	0,126	164	4,709	6,79

Физические свойства водяного пара на линии насыщения

t	$p \cdot 10^{-5}$	ρ	h	r	c_p	$\lambda \cdot 10^2$	$a \cdot 10^8$	$\mu \cdot 10^6$	$\nu \cdot 10^6$	Pr
°С	Па	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$	Па·с	$\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$	
100	1,013	0,598	2675,9	2256,8	2,135	2,372	18,58	11,97	20,02	1,08
110	1,43	0,826	2691,4	2230,0	2,177	2,489	13,83	12,46	15,07	1,09
120	1,98	1,121	2706,5	2202,8	2,206	2,593	10,50	12,85	11,46	1,09
130	2,70	1,496	2720,7	2174,3	2,257	2,686	7,942	13,24	8,85	1,11
140	3,61	1,966	2734,1	2145,0	2,315	2,791	6,130	13,54	6,89	1,12
150	4,76	2,547	2746,7	2114,3	2,395	2,884	4,728	13,93	5,47	1,16
160	6,18	3,258	2758,0	2082,6	2,479	3,012	3,722	14,32	4,39	1,18
170	7,92	4,122	2768,9	2049,5	2,583	3,128	2,939	14,72	3,57	1,21
180	10,03	5,157	2778,5	2015,2	2,709	3,268	2,339	15,11	2,93	1,25
190	12,55	6,397	2786,4	1978,8	2,856	3,419	1,872	15,60	2,44	1,30
200	15,55	7,862	2793,1	1940,7	3,023	3,547	1,492	15,99	2,03	1,36
210	19,08	9,588	2798,2	1900,5	3,199	3,722	1,214	16,38	1,71	1,41
220	23,20	11,62	2801,5	1857,8	3,408	3,896	0,983	16,87	1,45	1,47
230	27,98	13,99	2803,2	1813,0	3,634	4,094	0,806	17,36	1,24	1,54
240	33,48	16,76	2803,2	1765,6	3,881	4,291	0,658	17,76	1,06	1,61
250	39,78	19,98	2801,1	1715,8	4,158	4,512	0,544	18,25	0,913	1,68
260	46,94	23,72	2796,5	1661,4	4,468	4,803	0,453	18,84	0,794	1,75
270	55,05	28,09	2789,8	1604,4	4,815	5,106	0,378	19,32	0,688	1,82
280	64,19	33,19	2779,7	1542,9	5,324	5,489	0,317	19,91	0,600	1,90

Продолжение приложения 10

t	$p \cdot 10^{-5}$	ρ	h	r	c_p	$\lambda \cdot 10^2$	$a \cdot 10^8$	$\mu \cdot 10^6$	$\nu \cdot 10^6$	Pr
°C	Па	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$	Па·с	$\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$	
290	74,45	39,15	2766,4	1476,3	5,694	5,827	0,261	20,60	0,526	2,01
300	85,92	46,21	2749,2	1404,3	6,280	6,268	0,216	21,29	0,461	2,13
310	98,70	54,58	2727,4	1325,2	7,118	6,838	0,176	21,98	0,403	2,29
320	112,90	64,72	2700,2	1238,1	8,206	7,513	0,141	22,86	0,353	2,50
330	128,65	77,10	2665,9	1139,7	9,881	8,257	0,108	23,94	0,310	2,86
340	146,08	92,76	2621,9	1027,1	12,35	9,304	0,0811	25,21	0,272	3,35
350	165,37	113,6	2564,5	893,1	16,24	10,70	0,0580	26,58	0,234	4,03
360	186,74	144,0	2481,2	719,7	23,03	12,79	0,0396	29,14	0,202	5,23
370	210,53	203,0	2330,9	438,4	56,52	17,10	0,0150	33,75	0,166	11,10

Плотности растворов веществ в зависимости от массовой концентрации, %, при 20 °С

Концентрация, %	Плотность растворов ρ , кг/м ³												
	<i>CaCl₂</i>	<i>CuSO₄</i>	<i>KCl</i>	<i>KNO₃</i>	<i>KOH</i>	<i>MgCl₂</i>	<i>MgSO₄</i>	<i>NH₄NO₃</i>	<i>NaCl</i>	<i>NaNO₃</i>	<i>NaOH</i>	<i>Na₂CO₃</i>	<i>Na₂SO₄</i>
2	1014,8	–	–	1010,8	–	–	–	1006,4	1012,5	1011,7	–	–	–
4	1031,6	–	–	1023,4	–	–	–	1014,7	1026,8	1025,4	–	–	–
5	1040,1	1051	1033	1029,9	1040	1038	1048	1018,9	1034,1	1032,3	1057	1053	1044
6	1048,6	–	–	1036,3	–	–	–	1023	1041,3	1039,2	–	–	–
8	1065,9	–	–	1049,4	–	–	–	1031,3	1055,9	1053,2	–	–	–
10	1083,5	1107	1066	1062,7	1082	1082	1103	1039,7	1070,7	1067,4	1113	1106	1092
12	1101,5	–	–	1076,2	–	–	–	1048,2	1085,7	1081,9	–	–	–
14	1119,8	–	–	1089,9	–	–	–	1056,7	1100,9	1096,7	–	–	–
16	1138,6	–	–	1103	–	–	–	1065,3	1116,2	1111,8	–	–	–
18	1157,8	–	–	1118,1	–	–	–	1074	1131,9	1127,2	–	–	–
20	1177,5	1220	1136	1132,6	1175	1170	1220	1082,8	1147,8	1142,6	1224	1213	1192
25	1228,4	–	1172	1170	1229	1218	1283	1107	1188,8	1187	1279	1273	1243
30	1281,6	–	–	–	1286	1269	–	1130	–	1225,6	1332	–	1288
35	1337,3	–	–	–	1346	–	–	1151,2	–	1270,1	1383	–	–
40	1395,7	–	–	–	1412	–	–	1175,4	–	1317,5	1433	–	–
45	–	–	–	–	1473	–	–	1200,6	–	1368,3	1481	–	–
50	–	–	–	–	1538	–	–	1225,8	–	–	1530	–	–

**Концентрация (массовая %) некоторых водных растворов,
кипящих при атмосферном давлении**

Растворенное вещество	Температура кипения, °C									
	101	103	105	107	110	120	125	140	160	180
<i>CaCl₂</i>	5,66	14,16	20,00	24,24	29,33	40,83	45,8	57,89	68,94	75,85
<i>KOH</i>	4,49	11,97	17,01	20,88	25,65	36,51	40,23	48,05	54,89	60,41
<i>KCl</i>	8,42	18,96	26,57	32,62	–	–	–	–	–	–
<i>K₂CO₃</i>	10,31	24,24	32,24	37,69	43,97	56,04	60,40	–	–	–
<i>KNO₃</i>	13,19	32,23	45,10	54,65	65,34	–	–	–	–	–
<i>MgCl₂</i>	4,67	11,66	16,59	20,32	24,41	33,07	36,02	38,61	–	–
<i>MgSO₄</i>	14,31	28,31		35,32	42,86	–	–	–	–	–
<i>NaOH</i>	4,12	10,15	14,53	18,53	23,08	33,77	37,58	48,32	60,13	69,97
<i>NaCl</i>	6,19	14,67	20,32	25,09	–	–	–	–	–	–
<i>NaNO₃</i>	8,26	21,87	32,43	40,47	49,87	68,94	–	–	–	–
<i>Na₂SO₄</i>	15,26	30,73	–	–	–	–	–	–	–	–
<i>Na₂CO₃</i>	9,12	23,72		33,86	–	–	–	–	–	–
<i>CuSO₄</i>	26,95	40,83	–	–	–	–	–	–	–	–
<i>ZnSO₄</i>	20,00	37,89	46,15	–	–	–	–	–	–	–
<i>NH₄NO₃</i>	9,09	23,08	34,21	42,53	51,92	71,26	77,11	87,09	93,20	96,00
<i>NH₄Cl</i>	6,10	15,96	22,89	28,37	35,98	–	–	–	–	–
<i>(NH₄)₂SO₄</i>	13,34	30,65	41,79	49,73	–	–	–	–	–	–

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Авчухов, В.В. Задачник по процессам тепломассообмена: уч. пособие для вузов / В.В. Авчухов, Б.Я. Паюсте. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 144 с.
2. Александров, А.А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара / А.А. Александров, Б.А. Григорьев. – М.: Изд-во МЭИ, 1999. – 168 с.
3. Боровков, В.М. Тепломассообменное оборудование: уч. пособие / В.М. Боровков, А.А. Колютик, В.В. Сергеев. – СПб: Изд-во Политехн. ун-та, 2008. – 232 с.
4. Дрейцер, Г.А. Компактные теплообменные аппараты: уч. пособие / Г.А. Дрейцер. – М.: МАИ, 1986. – 74 с.
5. Дрейцер, Г.А. Конвективный теплообмен в каналах: уч. пособие / Г.А. Дрейцер. – М.: МАИ, 1984. – 77 с.
6. Дрейцер, Г.А. Основы конвективного теплообмена в каналах: уч. пособие / Г.А. Дрейцер. – М.: МАИ, 1989. – 84 с.
7. Ерохин, В.Г. Сборник задач по основам гидравлики и теплотехники: уч. пособие / В.Г. Ерохин, М.Г. Маханько. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергия, 1979. – 240 с.
8. Жукаускас, А.А. Конвективный перенос в теплообменниках / А.А. Жукаускас. – М.: Наука, 1982. – 47с.
9. Исаченко, В.П. Теплопередача / В.П. Исаченко, В.А. Осипова, А.С. Сукомел. – М.: Энергоиздат, 1981. – 417 с.
10. Исследование работы теплообменного аппарата: методические указания к лабораторной работе / Сост. Г.А. Дрейцер. – М.: Изд-во МАИ, 1989. – 24 с.
11. Исследование работы теплообменного аппарата при имитационном моделировании: методические указания к лабораторной работе / Авт.-сост. Г.А. Дрейцер. – М.: Изд-во МАИ, 1990. – 36 с.
12. Калинин, Э.К. Интенсификация теплообмена в каналах / Э.К. Калинин, Г.А. Дрейцер, С.А. Ярхо. – 2-е изд – М.: Машиностроение, 1981. – 205 с.
13. Кириллов, П.Л. Справочник по теплогидравлическим расчетам (ядерные реакторы, теплообменники, парогенераторы) / П.Л. Кириллов, Ю.С. Юрьев, В.П. Бобков. – М.: Энергоиздат, 1984. – 296 с.
14. Куцакова, В.Е. Примеры и задачи по холодильной технологии пищевых продуктов. Ч.1. Теоретические основы консервирования: учебник для студентов вузов / В.Е. Куцакова, И.А. Рогов, С.В. Фролов, В.И. Филиппов. – М.: Колос, 2001. – 136 с.
15. Назмеев, Ю.Г. Теплообменные аппараты ТЭС: уч. пособие для вузов / Ю.Г. Назмеев, В.М. Лавыгин. – М.: Изд-во МЭИ, 2005. – 260 с.

16. Научное открытие. Эталон № 242. Закономерность изменения теплоотдачи на стенках каналов с дискретной турбулизацией потока при вынужденной конвекции / Э.К. Калинин, Г.А. Дрейцер, С.А. Ярко, Г.И. Воронин, Е.В. Дубровский. – Опубл. 12.03.81; Бюл. № 35.
17. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии / В.Г. Анштейн, М.К. Захаров, Г.А. Носов и др.; под ред. В.Г. Анштейна. – М.: Логос; Высшая школа, 2003. – Кн. 1. – 890 с.
18. Павлов, К.Д. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К.Д. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – Л.: Химия, 1969. – 624 с.
19. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. – М.: Химия, 1968. – 848 с.
20. Промышленные теплообменные процессы и установки / А.М. Бакластов, В.А. Горбенко, О.Л. Данилов и др.; под ред. А.М. Бакластова. – М.: Энергоиздат, 1986.
21. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: справочник / Под общей ред. А.В. Клименко и В.М. Зорина. – М.: Изд-во МЭИ, 2004. – Кн. 4: Теплоэнергетика и теплотехника. – 632 с.
22. Рихтер, Л.А. Вспомогательное оборудование тепловых электростанций / Л.А. Рихтер, Д.П. Елизаров, В.М. Лавыгин. – М.: Энергоатомиздат, 1987.
23. Сборник примеров и задач по теплообменным процессам, аппаратам и установкам: уч. пособие / Л.И. Архипов, В.А. Горбенко, О.Л. Данилов, А.Л. Ефимов, С.И. Коновальцев; под ред. А.Л. Ефимова. – М.: Изд-во МЭИ, 1997. – Ч.1. – 116 с.
24. Сборник примеров и задач по теплообменным процессам, аппаратам и установкам: уч. пособие / Под ред. А.Л. Ефимова. – М.: Изд-во МЭИ, 1998. – Ч.1. – 112 с.
25. Справочник по теплообменникам: в 2-х томах / Под ред. Б.С. Петухова, В.К. Шикова., пер. с англ. – М.: Энергоатомиздат, 1987.
26. Таубман, Е.И. Выпаривание. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / Е.И. Таубман. – М.: Химия, 1982.
27. Термодинамика: уч. пособие для вузов: в 2-х кн. / В.П. Бурдаков, Б.В. Дзюбенко, С.Ю. Меснянкин, Т.В. Михайлова. – М.: Дрофа, 2009. – Ч.1. – 479 с.
28. Ульянов, Б.А. Процессы и аппараты химической технологии. В примерах и задачах: уч. пособие / Б.А. Ульянов, В.Я. Бадеников, В.Г. Ликучев. – Ангарск: АГТА, 2005. – 903 с.
29. Федяева, В.Н. Теплообмен. Проектирование поверхностного кожухотрубного теплообменника: уч.-метод. пособие / В.Н. Федяева, А.А. Федяев, С.В. Белокобыльский. – Братск: ГОУ ВПО БрГУ, 2004. – 124 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	3
1. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА ИССЛЕДОВАНИЕ РАБОТЫ ТЕПЛООБМЕННОГО АППАРАТА	6
2. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА РАСЧЕТ КОЖУХОТРУБНОГО ТЕПЛООБМЕННИКА ПРИ ИЗМЕНЕНИИ АГРЕГАТНОГО СОСТОЯНИЯ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ	30
3. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕПЛОТЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ И ИЗМЕНЕНИЯ ЭНТРОПИИ ПРИ ОХЛАЖДЕНИИ ОЛОВА	42
4. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА РАСЧЕТ ВЫПАРНОГО АППАРАТА	51
5. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА ИССЛЕДОВАНИЕ РАБОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ	61
6. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА ИССЛЕДОВАНИЕ СВОЙСТВ ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА	79
7. ЗАДАЧИ И УПРАЖНЕНИЯ	92
7.1 Теплообмен	93
7.2 Выпаривание	93
7.3 Перегонка	96
7.4 Сушка	97
ПРИЛОЖЕНИЯ	101
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	121

В.В. Федчишин, Э.А. Таиров, В.Д. Очиров

ТЕПЛОМАССОБМЕННОЕ ОБОРУДОВАНИЕ
ПРЕДПРИЯТИЙ
Лабораторный практикум

Лицензия на издательскую деятельность

ЛР № 070444 от 11.03.98 г.

Подписано в печать 27.02.2015 г.

Тираж 100 экз.

ISBN 978-5-91777-148-9



Издательство Иркутской государственной
сельскохозяйственной академии
664038, Иркутская обл., Иркутский район
пос. Молодежный