

Учреждение образования
«БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ. РАСЧЁТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

*Допущено
Министерством образования Республики Беларусь
в качестве учебного пособия для студентов
учреждений высшего образования
по химико-технологическим специальностям*

Минск 2014

УДК 66.02(075.8)

ББК 35.11я73

П84

А в т о р ы :

Д. Г. Калишук, Н. П. Саевич, А. И. Вилькоцкий, А. Э. Левданский

Р е ц е н з е н т ы :

кафедра технологий и технического обеспечения
процессов переработки сельскохозяйственной продукции
учреждения образования «Белорусский государственный
аграрный технический университет» (доктор технических наук,
профессор, заведующий кафедрой *В. Я. Груданов*);
доктор технических наук, главный научный сотрудник
государственного научного учреждения «Институт тепло-
и массообмена им. А. В. Лыкова НАН Беларуси» *П. В. Акулич*

Все права на данное издание защищены. Воспроизведение всей книги или ее части не может быть осуществлено без разрешения учреждения образования «Белорусский государственный технологический университет».

Процессы и аппараты химической технологии. Рас-
П84 чёт и проектирование массообменных аппаратов : учеб.
пособие для студентов учреждений высшего образования по
химико-технологическим специальностям / Д. Г. Калишук
[и др.]. – Минск : БГТУ, 2014. – 498 с.
ISBN 978-985-530-377-1.

В учебном пособии изложены методики расчета и проектирования массообменных аппаратов. Представлены структура курсовых проектов (работ) по темам «Абсорбция» и «Ректификация», требования по оформлению их текстовой и графической части. Пособие содержит справочный материал общего и специального назначения, а также примеры расчетов абсорберов и ректификационных колонн.

УДК 66.02(075.8)

ББК 35.11я73

ISBN 978-985-530-377-1 © УО «Белорусский государственный
технологический университет», 2014
© Калишук Д. Г., Саевич Н. П.,
Вилькоцкий А. И., Левданский А. Э., 2014

ПРЕДИСЛОВИЕ

Дисциплина «Процессы и аппараты химической технологии» для студентов специальностей 1-48 01 01 «Химическая технология неорганических веществ, материалов и изделий», 1-48 01 02 «Химическая технология органических веществ, материалов и изделий», 1-48 01 04 «Технология электрохимических производств», 1-48 01 05 «Химическая технология переработки древесины», 1-48 01 06 «Химическая технология фармацевтических производств», 1-48 02 01 «Биотехнология», 1-57 01 01 «Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов» является одной из важнейших, закладывающих фундамент специальной инженерной подготовки будущих инженеров-химиков-технологов, инженеров-химиков-экологов и инженеров-механиков. Такую же важнейшую роль в подготовке будущих инженеров-механиков специализаций 1-36 07 01 01 «Машины и аппараты химических производств» и 1-36 07 01 06 «Машины и аппараты фармацевтической промышленности» специальности 1-36 07 01 «Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов» играет родственная «Процессам и аппаратам химической технологии» дисциплина «Процессы и аппараты химических производств». Также родственна по содержанию «Процессам и аппаратам химической технологии» дисциплина «Технологические процессы и аппараты отрасли», которую изучают будущие инженеры-электромеханики направления 1-53 01 01 04 «Автоматизация технологических процессов» специальности 1-53 01 01 «Автоматизация технологических процессов и производств (по направлениям)». Знание данной дисциплины, раскрывающей статику, кинетику и динамику процессов и аппаратов химической технологии, создает научную базу для разработки и применения методов, технологий и устройств, для управления и контроля параметров этих процессов и аппаратов, в т. ч. автоматизированного. Дисциплина «Процессы и аппараты химических технологий», изучаемая студентами экономических специальностей 1-26 01 07 «Экономика и управление на предприятии» (специализации 1-26 01 07 24 «Экономика и управление на предприятии

химической промышленности», 1-26 01 07 26 «Экономика и управление в промышленности строительных материалов») и 1-26 02 03 «Маркетинг» (специализации 1-26 02 03 15 «Маркетинг в химической промышленности», 1-26 02 03 16 «Маркетинг в промышленности строительных материалов») дает им знания инженерного профиля, позволяющие понимать, каким образом вид химико-технологических процессов, режимы их проведения и аппаратурное оформление влияют на экономические показатели производства, в первую очередь на себестоимость продукции.

С учетом важной роли в подготовке инженеров-химиков-технологов, инженеров-химиков-экологов, инженеров-механиков, инженеров-электромехаников, а также экономистов-менеджеров и экономистов-маркетологов по перечисленным выше специальностям, специализациям и направлению изучение теоретического курса по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» (родственным дисциплинам) закрепляется выполнением курсового проекта или курсовой работы. Целью курсового проекта (курсовой работы) является более глубокое изучение отдельных разделов и тем дисциплины с практическим овладением методами анализа и расчетов технологического оборудования, проектирования основных аппаратов химико-технологических установок, разработки принципиальных схем этих установок. По своему характеру и содержанию курсовой проект (курсовая работа), выполненный студентом, близок к техническому предложению или техническому проекту согласно классификации стадий разработки по ГОСТ 2.103–68 ЕСКД «Стадии разработки».

Выполнение курсового проекта (курсовой работы) по «Процессам и аппаратам химической технологии» (родственным дисциплинам) закладывает базу для изучения ряда специальных дисциплин и выполнения курсовых проектов (курсовых работ) по ним. Такими специальными дисциплинами являются, к примеру, «Моделирование и оптимизация химико-технологических процессов», «Автоматика, автоматизация и автоматизированные системы управления технологическими процессами», «Оборудование и проектирование предприятий подотрасли», «Проектирование предприятий с основами систем автоматизированного проектирования», «Оборудование и основы проектирования предприятий резиновой промышленности», «Оборудование и основы проектирования предприятий по производ-

ству пластмасс», «Оборудование и основы проектирования современных лакокрасочных производств», «Оборудование и проектирование предприятий микробиологической и фармацевтической промышленности», «Оборудование предприятий целлюлозно-бумажных производств», «Инженерная охрана окружающей среды», «Теплотехнические процессы в технологии силикатных производств», «Теплотехнические установки и агрегаты предприятий вяжущих веществ и строительных материалов на их основе». Знания процессов и аппаратов химической технологии, полученные студентами в ходе выполнения курсового проекта (работы), актуальны и востребованы также при выполнении ими дипломных проектов и работ.

Классическими темами курсовых проектов (курсовых работ) по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» (родственным дисциплинам) являются «Абсорбция», «Ректификация». При выполнении курсовых проектов и работ по данным темам по устоявшейся практике на первом этапе проводят ознакомление с теорией процессов, конструкцией и принципом действия соответствующих аппаратов и установок, методикой расчетов их основных аппаратов и вспомогательного оборудования. Вторым этапом выполнения курсового проекта (курсовой работы) являются технологические и конструктивные расчеты основного аппарата (абсорбера или ректификационной колонны) и подбор вспомогательного оборудования. Эти расчеты и подбор не могут быть проведены механически, по строго установленной матрице, т. к. зачастую требуют на отдельных стадиях, а также при переходе от одной стадии к другой последующего анализа и обоснований, на заключительном этапе в соответствии с проведенными расчетами и обоснованиями студент выполняет необходимые чертежи и описание схемы установки, конструкции и принципа действия основного и вспомогательного аппаратов.

Курсовой проект (работа) включает пояснительную записку и графическую часть. Структура этих составляющих в зависимости от типа работы, специальностей, специализаций и направлений, по которым обучается студент, описана в третьем и четвертом разделах настоящего пособия. Пояснительная записка состоит из описательной и расчетной части. Методики расчета абсорберов и ректификационных колонн представлены в первом и втором разделах настоящего пособия. Эти методики, но не в столь глубоком, подробном и систематизированном изложении содержатся в ряде пособий, справочников.

В соответствии с ОСТ 26-01-1488-83 для определения эффективности работы тарелок массообменных аппаратов необходимо последовательно рассчитывать локальные и общие эффективности тарелок. Этот метод очень трудоемок, использование его требует дополнительной по сравнению с вузовской подготовки. Поэтому авторы не изложили указанный метод в разделах 1 и 2 настоящего пособия.

Материалы, необходимые для расчетов и проектирования абсорберов и ректификационных колонн в литературе, доступной для студентов и соответствующей уровню их подготовки и восприятия, разобщены, а зачастую фрагментарны. Современная нормативная литература (специальные справочники, стандарты, расчетно-технические материалы), содержащая сведения об особенностях конструкции и размерах абсорберов и ректификационных колонн и их элементов, отсутствует в библиотечных фондах, пользователями которых могут являться студенты. Поэтому, кроме материалов, описывающих и систематизирующих методики расчета, в пособии представлены обширные справочные приложения с информацией о конструкциях и размерах абсорберов и ректификационных колонн, их узлов и деталей. В приложениях также приведены необходимые для расчетов данные о физических, физико-химических и теплофизических свойствах веществ и материалов, почерпнутые из многих фундаментальных справочников и справочных пособий.

Основой для подготовки и написания первого и второго разделов пособия являлись монографии В. М. Рамма, И. А. Александрова, В. В. Стабникова, С. А. Багатурова, В. В. Кафарова, А. Г. Касаткина.

В пособии авторами обобщен опыт курсового проектирования по темам «Абсорбция» и «Ректификация», накопленный кафедрой «Процессы и аппараты химических производств» Белорусского государственного технологического университета за почти пятидесятилетнюю историю ее существования. Материалы пособия могут представлять интерес для инженерно-технического персонала химических и смежных предприятий, а также работников научно-исследовательских и проектных организаций химического профиля.

Авторы выражают благодарность рецензентам за высказанные ими ценные замечания.

1. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ АБСОРБЕРОВ

При проектировании абсорбционной установки должны быть проведены технологические и конструктивные расчеты абсорбера, как правило, насадочного или тарельчатого. Данные расчеты студенты выполняют, приняв во внимание следующие допущения и упрощения:

1) процесс в аппарате протекает изотермически, поэтому не учитываются изменения температур взаимодействующих фаз за счет выделения тепла при поглощении газа (пара) жидкостью;

2) при определении условий равновесия, кинетических характеристик процесса и пр. принимается, что давление в зоне взаимодействия постоянно и равно давлению на входе газовой фазы в абсорбер;

3) не учитывается изменение состава газовой фазы в аппарате за счет частичного испарения поглотителя (абсорбента);

4) не учитывается растворение компонентов газовой смеси, растворимость которых мала по сравнению с растворимостью целевого абсорбируемого компонента (абсорбата);

5) в соответствии с положениями п. 3 и 4 данного перечисления принимается, что массовые (молярные) расходы чистого поглотителя (в дальнейшем – поглотителя) и практически нерастворимых газов (в дальнейшем – инертных газов) неизменны по длине (высоте) аппарата.

При расчетах насадочных и тарельчатых абсорберов рекомендуется следующая последовательность их выполнения:

1) определяют условия равновесия процесса;

2) выполняют расчеты материального баланса;

3) осуществляют при необходимости обоснование и выбор типа аппарата и контактных устройств в нем;

4) определяют рабочую скорость газовой фазы и диаметр аппарата;

5) определяют кинетические характеристики процесса (коэффициенты массоотдачи, движущую силу, эффективность ступени

контакта и т. п.; структура и последовательность выполнения указанного этапа зависят от типа аппарата, контактных устройств, принятой методики расчета) и, используя их значения, рассчитывают высоту аппарата;

- 6) выполняют расчет гидравлического сопротивления аппарата;
- 7) рассчитывают размеры основных технологических штуцеров.

1.1. ОПРЕДЕЛЕНИЕ УСЛОВИЙ РАВНОВЕСИЯ

Условиями, влияющими на равновесные составы фаз при абсорбции, являются:

- природа абсорбата;
- природа поглотителя;
- температура;
- давление.

Растворимость газов классифицирована В. М. Раммом (Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976) следующим образом: «Разделение газов на хорошо, умеренно (средне) и плохо растворимые условно, т. к. в зависимости от значений m , β_y и β_x один и тот же газ может вести себя и как хорошо, и как плохо растворимый. В качестве грубой ориентировки при $m < 1$ газы можно рассматривать как хорошо растворимые, при $m > 100$ – как плохо растворимые, а при $m = 1 - 100$ – как умеренно растворимые».

Примечание. Физический смысл параметра m описан в подпункте 1.5.1.3, параметров β_y и β_x – в подпункте 1.5.1.1 настоящего пособия.

Для расчетов равновесных составов фаз при абсорбции умеренно и плохо растворимых газов (например, CO_2 , H_2S , C_2H_2) следует использовать уравнение закона Генри:

$$x^* = \frac{P}{E} y, \quad (1.1)$$

где x^* – равновесная молярная доля абсорбата в растворе поглотитель-абсорбат (в дальнейшем – в растворе), $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль раствора}}$; P – давление в абсорбере (абсолютное), Па; E – константа растворимости

(Генри), $P_a \cdot \frac{\text{кмоль смеси}}{\text{кмоль раствора}}$; y – молярная доля абсорбата в газовой смеси (в дальнейшем – в смеси), $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$.

Значение E в зависимости от системы поглотитель-абсорбат и температуры определяют по справочникам и пособиям [1–6] и др. В них, как правило, размерность E представлена в единицах давления, соотношение « $\frac{\text{кмоль смеси}}{\text{кмоль раствора}}$ » не записано. Для некоторых газов значения E приведены в приложении А настоящего пособия.

Значение E , представленное в справочном источнике для определенной температуры, также может быть пересчитано для искомой рабочей температуры абсорбции, например, с помощью уравнения [3].

$$E = e^{\frac{\Delta H}{RT} + C}, \quad (1.2)$$

где ΔH – дифференциальная теплота растворения газа, Дж/моль; $R = 8,314$ – газовая постоянная, Дж/(моль · К); T – температура, К; C – постоянная, зависящая от природы газа и поглотителя.

В связи с тем, что справочные данные величины ΔH в литературе представлены недостаточно, практические расчеты E по формуле (1.2) проводят редко.

Уравнение закона Генри также ограничено применимо для расчетов условий равновесия при абсорбции хорошо растворимых газов, а именно, если отработанный поглотитель (раствор поглотитель-абсорбат на выходе его из абсорбера) является разбавленным, близким к идеальному раствором. Это может быть присуще абсорбции из газовых смесей с низким исходным содержанием абсорбата, протекающей при умеренном, близком к атмосферному давлении. Можно принять, что отработанный поглотитель является разбавленным раствором, если содержание абсорбата в нем не превышает $0,001 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль раствора}}$. С целью проверки выполнения указанного

условия для противоточных абсорберов (к ним, в частности, относятся насадочные и тарельчатые) рассчитывают x^* , подставляя в уравнение (1.1) вместо y молярную долю абсорбата в исходной газовой смеси $y_n, \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$.

Для установления условий равновесия при абсорбции хорошо растворимых газов (например, NH_3 , SO_2 водой) предпочтительно использовать экспериментальные данные из справочной литературы [1–3, 7–9] и приложения А настоящего пособия.

При абсорбции паров (например, паров метанола, этанола, ацетона водой, бензола, стирола маслами) расчеты равновесных составов могут быть выполнены с применением закона Рауля:

$$x^* = \frac{P}{P_s} y, \quad (1.3)$$

где P_s – давление насыщенного пара абсорбата при температуре абсорбции, Па.

Расчеты по уравнению (1.3) не дадут значительной погрешности, если давление насыщенного пара поглотителя при температуре абсорбции не превышает 10–15% от величины P_s . Значения P_s некоторых веществ в зависимости от температуры приведены в приложении А настоящего пособия.

С учетом специфики последующих расчетов условия равновесия достаточно установить в пределах изменения содержания абсорбата в смеси от нуля до величины $y' = 1,2y_{\text{н}}$.

Уравнение текущего материального баланса абсорбера называют уравнением рабочей линии. Оно имеет самую простую форму (линейное уравнение) при использовании расходов инертного газа и поглотителя, а не расходов смеси и раствора. При этом составы фаз должны быть выражены через относительные доли абсорбата в них, например: X – относительная молярная доля абсорбата в растворе, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль поглотителя}}$; Y – относительная молярная доля аб-

сорбата в смеси, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль инертного газа}}$. Из-за данного обстоятельст-

ва для определения движущей силы абсорбции и других расчетов данные по равновесию фаз, полученные ранее, должны быть представлены функцией линии равновесия вида $Y = f(X^*)$, где X^* – равновесная относительная молярная доля абсорбата в растворе, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль поглотителя}}$. Пересчет значений абсолютных молярных до-

лей в относительные проводят, применяя формулы из табл. 1.1:

1.1. Определение условий равновесия

$$X = \frac{x}{1-x}; \quad (1.4)$$

$$Y = \frac{y}{1-y}, \quad (1.5)$$

где x – молярная доля абсорбата в растворе, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль раствора}}$.

Таблица 1.1

Формулы для пересчета состава бинарных однофазных смесей при абсорбции

Способы выражения состава	Молярная доля x , $\frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль } (A+B)}$	Массовая доля $\bar{x}$, $\frac{\text{кг } A}{\text{кг } (A+B)}$	Относительная молярная доля X , $\frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль } B}$	Относительная массовая доля $\bar{X}$, $\frac{\text{кг } A}{\text{кг } B}$	Молярная концентрация C_x , $\frac{\text{кмоль } A}{\text{м}^3 (A+B)}$	Массовая концентрация $\bar{C}_x$, $\frac{\text{кг } A}{\text{м}^3 (A+B)}$
x	–	$\frac{\bar{x}M_{\text{см}}}{M_A}$	$\frac{X}{1+X}$	$\frac{M_B \bar{X}}{M_B \bar{X} + M_A}$	$\frac{C_x M_{\text{см}}}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x M_{\text{см}}}{\rho M_A}$
$\bar{x}$	$\frac{M_A x}{M_{\text{см}}}$	–	$\frac{M_A X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$\frac{M_A C_x}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho}$
X	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{\bar{x}M_B}{M_A(1-\bar{x})}$	–	$\frac{M_B \bar{X}}{M_A}$	$\frac{M_B C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{M_B \bar{C}_x}{M_A(\rho - \bar{C}_x)}$
$\bar{X}$	$\frac{M_A x}{M_B(1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-\bar{x}}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	–	$\frac{M_A C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho - \bar{C}_x}$
C_x	$\frac{\rho x}{M_{\text{см}}}$	$\frac{\rho \bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{M_A(\bar{X} + 1)}$	–	$\frac{\bar{C}_x}{M_A}$
$\bar{C}_x$	$\frac{\rho M_A x}{M_{\text{см}}}$	$\rho \bar{x}$	$\frac{M_A \rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{\bar{X} + 1}$	$M_A C_x$	–

Примечания: 1. $M_A, M_B, M_{\text{см}}$ – молярные массы компонентов A, B и смеси соответственно, кг/кмоль.

2. ρ – плотность смеси, кг/м³.

3. В таблице приведены символичные обозначения для жидкой фазы. Для газовой фазы $x, \bar{x}, X, \bar{X}, C_x, \bar{C}_x$ заменяются на $y, \bar{y}, Y, \bar{Y}, C_y, \bar{C}_y$ соответственно.

4. Для жидкой фазы: A – абсорбат; B – поглотитель; смесь – раствор абсорбата в поглотителе.

5. Для газовой фазы: A – абсорбат; B – инертный газ; смесь – смесь абсорбата и инертного газа.

Линия равновесия $Y = f(X^*)$ представляет собой кривую. Для ее более точного графического отображения следует производить пересчет значений равновесных составов, полученных с использованием уравнений (1.1) и (1.3) или экспериментально установленных данных, для пяти-семи точек в пределах изменения y от нуля до y' .

При низких содержаниях абсорбата как в исходной смеси, так и в отработанном поглотителе из-за малого относительного отклонения значений относительных долей его от абсолютных (описание равновесия законом Генри или Рауля) график функции $Y = f(X^*)$ с достаточной точностью может быть отображен отрезком прямой. Этот отрезок опирается одним концом на начало координат и проходит через точку с координатами: Y_n и X_k^* , где Y_n – относительная молярная доля абсорбата в исходной смеси, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль инертного газа}}$; X_k^* – равновесная относительная молярная доля абсорбата в растворе на выходе из абсорбера (в отработанном поглотителе) $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль поглотителя}}$. Указанное упрощение позволяет графически определять промежуточные, в пределах от нуля до Y_n , значения равновесных составов с относительной погрешностью не более 3% при выполнении условий: $Y_n \leq 0,03 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль инертного газа}}$; $X_k^* \leq 0,03 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль поглотителя}}$.

При проведении расчетов материального баланса могут быть использованы не молярные, а массовые расходы смеси, инертного газа, поглотителя и других материальных потоков. В таком случае уравнение линии равновесия (ее график) должно быть представлено с использованием составов фаз, выраженных через относительные массовые доли абсорбата. Формулы для пересчета молярных долей в массовые, массовых в молярные и т. д. представлены в монографиях [10, 11], учебных пособиях [4–6], а также приведены в табл. 1.1.

1.2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС АБСОРБЦИИ

1.2.1. Расходы газовой смеси, абсорбата и инертного газа

Производительность абсорбера задается величиной объемного расхода исходной смеси при нормальных термодинамических условиях $V_{\text{см}0}$, м³/с. Объемный расход смеси на входе в абсорбер при рабочих условиях $V_{\text{см.н}}$, м³/с, рассчитывают с использованием уравнения состояния идеального газа:

$$V_{\text{см.н}} = \frac{V_{\text{см}0} P_0 T}{P T_0}, \quad (1.6)$$

где $P_0 = 1,013 \cdot 10^5$ Па – нормальное барометрическое давление; T – температура абсорбции, К; $T_0 = 273,15$ К – нормальная термодинамическая температура.

Молярный расход исходной смеси $G_{\text{см.н}}$, кмоль/с,

$$G_{\text{см.н}} = \frac{V_{\text{см}0}}{22,4}. \quad (1.7)$$

Молярный расход инертного газа G , кмоль/с, вычисляется по формуле

$$G = G_{\text{см.н}} (1 - y_{\text{н}}). \quad (1.8)$$

Относительная молярная доля абсорбата в газовой смеси на выходе из абсорбера (очищенной смеси) $Y_{\text{к}}$, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль инертного газа}}$:

$$Y_{\text{к}} = Y_{\text{н}} (1 - \varphi), \quad (1.9)$$

где φ – степень извлечения абсорбата.

Молярный расход абсорбата, поглощаемого в абсорбере, M , кмоль/с:

$$M = G(Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}). \quad (1.10)$$

1.2.2. Минимальный расход поглотителя

Минимальный молярный расход поглотителя $L_{\min}$, кмоль/с, определяется в общем случае из условия минимально возможной, стремящейся к нулю средней движущей силы процесса. В большинстве случаев это условие выполняется, если содержание абсорбата в отработанном поглотителе соответствует равновесному. При этом

$$L_{\min} = \frac{M}{X_K^* - X_H}, \quad (1.11)$$

где X_H – относительная молярная доля абсорбата в поглотителе на входе в абсорбер (в свежем поглотителе), $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль поглотителя}}$.

Из условий равновесия для насадочных и тарельчатых абсорберов (противоточных аппаратов) X_K^* является функцией Y_H . Как указано в подразделе 1.1, величина X_K^* может быть определена аналитически или с использованием графика линии равновесия. Установление X_K^* графическим путем представлено на рис. 1.1.

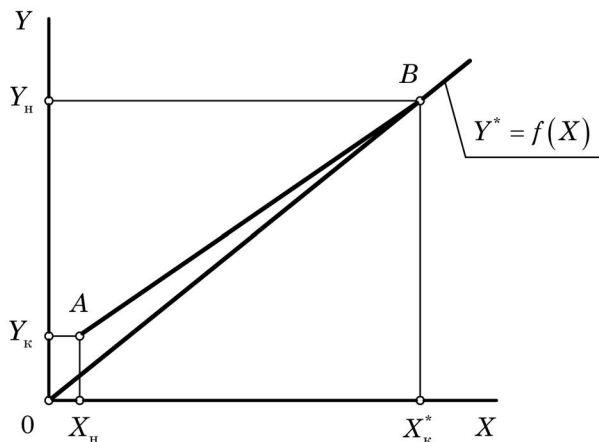


Рис. 1.1. Определение X_K^* графическим методом

Примечание. Для обеспечения более высокой точности расчетов масштабы по осям координат X и Y следует выбирать таким образом, чтобы линия равновесия имела наклон к горизонтали в пределах от 35 до 55°.

На X – Y -диаграмме проводят линию $Y_{\text{н}} = \text{const}$ до пересечения с линией равновесия $Y^* = f(X)$ и получают точку B . Проецируя точку B на ось значений составов жидкой фазы, получают значение $X_{\text{к}}^*$. На описанном рисунке точка $A(X_{\text{н}}; Y_{\text{к}})$ представляет составы фаз на выходе газовой смеси из абсорбера, а отрезок прямой AB – рабочую линию процесса при $L_{\text{мин}}$.

При абсорбции хорошо растворимых газов и паров отработанный абсорбент может иметь высокое содержание абсорбата и линия равновесия $Y^* = f(X)$ на участке от нуля до $Y_{\text{н}}$ приобретает значительную выпуклость. В указанном случае рабочая линия AB при задании содержания абсорбата в отработанном поглотителе, соответствующем $X_{\text{к}}^*$, может пересекать линию равновесия (см. рис. 1.2), что физически невозможно. На участке рабочей линии CB в аппарате должен протекать обратный абсорбции процесс – десорбция. В таком случае условию минимальной движущей силы в абсорбере соответствует касание рабочей линии AB_1 линии равновесия. При применении метода касательной место $X_{\text{к}}^*$ в уравнении (1.11) занимает максимально достижимая относительная доля абсорбата в отработанном поглотителе $X_{\text{кmax}}$, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль поглотителя}}$, и минимальный расход поглотителя

$$L_{\text{мин}} = \frac{M}{X_{\text{кmax}} - X_{\text{н}}}. \quad (1.12)$$

1.2.3. Рабочий расход поглотителя. Рабочая линия

Рабочий молярный расход поглотителя L , кмоль/с, рассчитывают по формуле

$$L = \beta \cdot L_{\text{мин}}, \quad (1.13)$$

где β – коэффициент избытка поглотителя.

Оптимизированное значение β определяют путем сложных технико-экономических расчетов. На практике величина β обычно составляет от 1,15 до 1,50, хотя в обоснованных случаях, например, для обеспечения эффективной и стабильной работы контактных устройств абсорбера, может достигать 2,5–3,0.

Молярный расход свежего поглотителя $L_{\text{н}}$, кмоль/с, определяют по формуле

$$L_{\text{н}} = L(1 + X_{\text{н}}), \quad (1.14)$$

а отработанного $L_{\text{к}}$, кмоль/с:

$$L_{\text{к}} = L(1 + X_{\text{к}}), \quad (1.15)$$

где $X_{\text{к}}$ – относительная молярная доля абсорбата в отработанном поглотителе, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль поглотителя}}$.

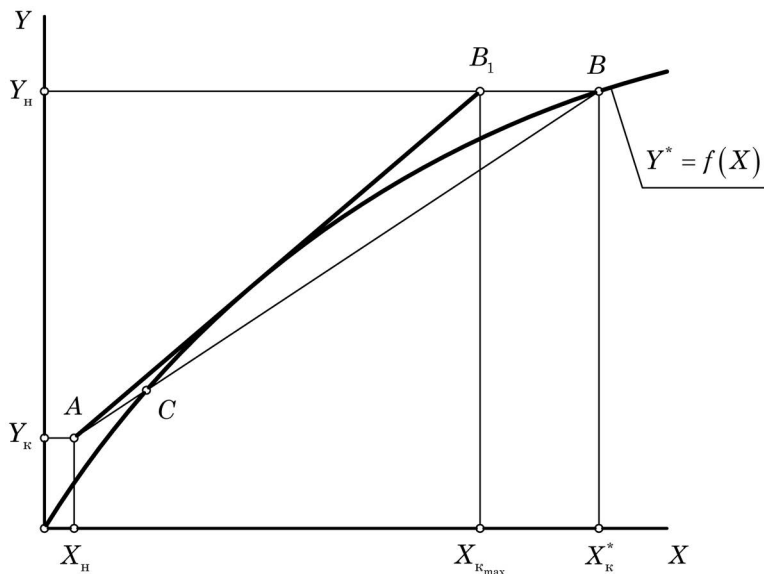


Рис. 1.2. К определению $L_{\min}$ методом касательной:
 AB – рабочая линия при $L_{\min}$, соответствующем $X_{\text{к}}^*$ (неверное решение);
 AB_1 – рабочая линия при $L_{\min}$, касательная к линии равновесия $Y^* = f(X)$.
Точка B_1 – точка пересечения касательной, проведенной из точки A , с линией $Y_{\text{н}} = \text{const}$

Значение $X_{\text{к}}$ рассчитывается по зависимости:

$$X_{\text{к}} = X_{\text{н}} + \frac{M}{L}. \quad (1.16)$$

Используя значение $X_{\text{к}}$, на X – Y -диаграмме наносят точку B ($X_{\text{к}}$, $Y_{\text{н}}$). Соединив точки A и B отрезком прямой, получают рабо-

чую линию абсорбера при рабочем расходе поглотителя (отрезок AB на рис. 1.3).

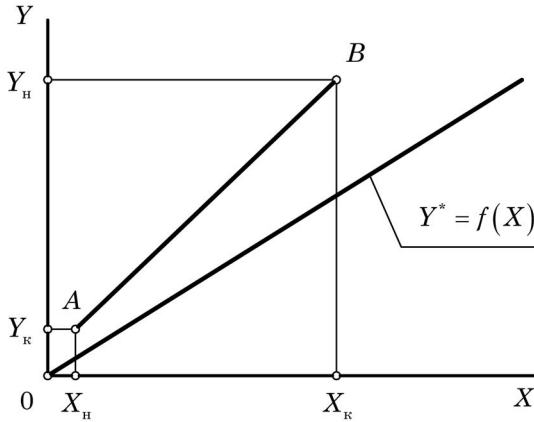


Рис. 1.3. X - Y -диаграмма для процесса абсорбции

1.2.4. Взаимосвязь массовых, молярных и объемных расходов

В дальнейших расчетах могут быть использованы массовые и объемные расходы фаз. Массовые расходы фаз рассчитывают по уравнениям:

$$\bar{G}_x = L_x M_x; \quad (1.17)$$

$$\bar{G}_y = G_y M_y, \quad (1.18)$$

где $\bar{G}_x$ и $\bar{G}_y$ – массовые расходы жидкой и газовой фаз соответственно, кг/с; L_x и G_y – молярные расходы жидкой и газовой фаз соответственно, кмоль/с; M_x и M_y – молярные массы жидкой и газовой фаз соответственно, кг/кмоль.

Объемные расходы жидкой и газовой фаз V_x и V_y соответственно, м³/с, рассчитывают, применяя зависимости:

$$V_x = \frac{\bar{G}_x}{\rho_x}; \quad (1.19)$$

$$V_y = \frac{\bar{G}_y}{\rho_y}, \quad (1.20)$$

где ρ_x и ρ_y – плотности жидкой и газовой фаз соответственно, кг/м³.

На различных стадиях дальнейших расчетов в зависимости от методики их проведения, конструкции аппарата могут быть потребованы массовые либо объемные расходы фаз, средние для абсорбера, на входе в него и на выходе из него. В соответствии с этим определяются молярные массы и плотности смесей, составляющих фазы (например, исходной газовой смеси, отработанного поглотителя).

Молярные массы смесей (фаз) рассчитывают по уравнениям:

$$M_x = \sum_{i=1}^n M_i x_i; \quad (1.21)$$

$$M_y = \sum_{j=1}^m M_j y_j, \quad (1.22)$$

где M_i и M_j – молярные массы i -того компонента жидкой и j -того компонента газовой фаз соответственно, кг/кмоль; x_i и y_j – молярные доли i -того компонента жидкой и j -того компонента газовой фаз соответственно, кмоль/кмоль; n и m – число компонентов жидкой и газовой фаз соответственно.

Плотность газовых смесей, учитывая рабочие значения температуры T и давления P , обычно рассчитывают с использованием уравнений, базирующихся на законе Дальтона и уравнении идеального газа [4–6].

Плотность жидкой фазы (раствора абсорбата в поглотителе) в зависимости от состава для некоторых систем может быть определена по справочным источникам [1, 3, 7, 8]. Если указанный раствор можно отнести к неассоциированным (например, вода – метанол), то плотность его можно рассчитать по формуле

$$\rho_x = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\bar{x}_i}{\rho_i}}, \quad (1.23)$$

где $\bar{x}_i$ – массовая доля i -того компонента в растворе, кг/кг; ρ_i – плотность i -того компонента раствора при рабочей температуре, кг/м³.

Плотность индивидуальных жидкостей (компонентов раствора) можно определить по данным приложения А или по справочным изданиям и пособиям [4–6, 12, 13].

При отсутствии в литературе данных о плотности ассоциированных растворов допускается ее приближенный расчет по уравнению (1.23). При малых содержаниях абсорбата в растворе (не более 0,05 кг/кг) можно принять плотность раствора равной плотности чистого поглотителя при соответствующей температуре.

1.3. ВЫБОР ТИПА АППАРАТА И КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ

Данный этап выполняется в случае, если в задании на курсовой проект указано, что тип абсорбера и тип контактных устройств (насадок или тарелок) студенту следует выбрать самостоятельно.

Подробные рекомендации по выбору типа абсорбера и контактных устройств в нем изложены в монографиях [10, 11]. Указанные вопросы также отражены в учебниках [14–18] и учебных пособиях [19–22], справочниках [23, 24].

Основными факторами, влияющими на выбор, являются: соотношение объемных расходов жидкой и газовой фаз $\frac{V_x}{V_y}$; агрессивность и загрязненность взаимодействующих сред; изменение нагрузки по фазам; обеспечение низкого гидравлического сопротивления.

Тарельчатые аппараты практически непригодны при $\frac{V_x}{V_y} > 0,02$. Насадочные аппараты малоэффективны при $\frac{V_x}{V_y} < 0,005$, склонны к забиванию механическими включениями при их присутствии в фазах (пыль в газовой, твердая взвесь – в жидкой). Они обеспечивают высокую эффективность работы при скоростях газа, близких к скорости захлебывания. Поэтому насадочные аппараты желательно применять, если отношение максимального рабочего расхода газовой смеси к минимальному (диапазон изменения нагрузки по газовой фазе) не превышает 1,5. Из-за возможности выбора различных материалов для изготовления насадок (керамика, сталь, пластмассы и т. д.) насадочные аппараты предпочтительны

при работе с агрессивными коррозионно-активными средами. Кроме того, они обеспечивают проведение процесса при меньших потерях давления в расчете на одну теоретическую тарелку (единицу переноса) по сравнению с тарельчатыми и имеют, таким образом, меньшее общее гидравлическое сопротивление. Это особенно важно, если исходная газовая смесь на входе в абсорбер имеет небольшое, не превышающее несколько десятков килопаскалей, избыточное давление.

Применение тарельчатых аппаратов, как правило, предпочтительно при абсорбции хорошо растворимых газов и паров, а также при условии, что взаимодействующие среды неагрессивны или малоагрессивны по отношению к сталям и отсутствует жесткое требование малого гидравлического сопротивления.

Наиболее широко применяемыми в промышленных абсорберах насадками являются кольцевые (кольца Рашига и Палля) и седловые (седла «Инталлокс» и Гудлое). Кольцевые насадки в основном изготавливаются из керамики (полуфарфора), сталей и пластмасс (полиэтилена, полипропилена), седловые – из керамики и пластмасс. При одинаковых эквивалентных диаметрах наибольший удельный свободный объем имеют стальные насадки, что обеспечивает их наименьшее гидравлическое сопротивление и наибольшую пропускную способность по газу. Керамические насадки наиболее устойчивы к агрессивным средам, имеют наименьшую стоимость, однако обладают наибольшей насыпной плотностью, характеризуются невысокой прочностью и пониженной эффективностью. Пластмассовые насадки из вышеперечисленных имеют наименьшую насыпную плотность и в некоторых химически активных средах более стойки, чем керамические. Седловые насадки обеспечивают лучшее перемешивание жидкой фазы и обладают повышенной эффективностью. Кольца Палля имеют по сравнению с кольцами Рашига большую удельную поверхность и эффективность, но дороже. Применение насадки меньшего эквивалентного диаметра обеспечивает из-за увеличения удельной поверхности большую эффективность. Однако при этом возрастает диаметр аппарата из-за снижения его пропускной способности по газу. Также насадкам с меньшим эквивалентным диаметром присуще повышенное гидравлическое сопротивление. В промышленных абсорберах преимущественно используют загрузку кольцевых насадок внавал (неупорядоченная насадка). При этом практически не применяют кольца диаметром меньше

25 мм, а в аппаратах, имеющих собственный диаметр свыше 1000 мм, – кольца диаметром меньше 35 мм.

Наиболее распространенными конструкциями тарелок промышленных абсорберов являются ситчатые, колпачковые с капсюльными колпачками, прямоточные клапанные и провальные решетчатые, хотя применяются и ситчатые с отбойниками (Перформ), жалюзийно-клапанные, ситчато-клапанные и др. Решетчатые тарелки наиболее просты в изготовлении, дешевы, наименее металлоемки. Они обладают невысоким гидравлическим сопротивлением, малочувствительны к механическим загрязнениям, однако для них характерны сравнительно невысокая эффективность и пропускная способность по газу.

Ситчатые тарелки также сравнительно просты, дешевы, и материалоемкость их невысока. Они имеют высокую эффективность и сравнительно низкое гидравлическое сопротивление. Однако эти тарелки чувствительны к загрязненным средам (склонны к забивке, осмолению) и воздействию агрессивных веществ. Из всех основных конструкций тарелок при работе в агрессивных средах наиболее надежны колпачковые, они также малочувствительны к загрязнениям. Но эти тарелки наиболее металлоемки, сложны и дороги, а также обладают наибольшим гидравлическим сопротивлением. Клапанные тарелки сохраняют высокую эффективность в широком диапазоне изменения нагрузок по газу. Они сложнее и дороже ситчатых, непригодны для работы с загрязненными средами. Эффективность и максимальная пропускная способность у ситчатых, колпачковых и клапанных тарелок примерно одинаковы.

1.4. РАСЧЕТ РАБОЧЕЙ СКОРОСТИ И ДИАМЕТРА АБСОРБЕРА

Расчетный диаметр абсорбера D_p , м, определяют по формуле

$$D_p = \sqrt{\frac{4V_{\text{см}}}{\pi w_p}}, \quad (1.24)$$

где $V_{\text{см}}$ – объемный расход газовой смеси при рабочих условиях, м³/с;
 w_p – расчетная рабочая скорость газовой фазы в абсорбере, м/с.

Если содержание абсорбата в газовой смеси невелико, то ее объемный расход мало меняется по высоте аппарата. Поэтому при содержании абсорбата в исходной газовой смеси до 10% об. рекомендуется принять $V_{\text{см}} = V_{\text{см.н}}$, где $V_{\text{см.н}}$ – объемный расход газовой смеси на входе ее в абсорбер при рабочих условиях, м³/с. При этом учитывается, что $V_{\text{см}}$ соответствует объемному расходу газовой смеси в части аппарата, работающей с наибольшей нагрузкой по газовой фазе. Величину $V_{\text{см.н}}$ вычисляют по формуле (1.6). При содержании абсорбата в исходной газовой смеси больше 10% об. следует принимать $V_{\text{см}} = V_{\text{см.ср}}$, где $V_{\text{см.ср}}$ – средний по высоте абсорбера объемный расход газовой смеси при рабочих условиях, м³/с. Значение $V_{\text{см.ср}}$ рассчитывают из соотношения

$$V_{\text{см.ср}} = 0,5(V_{\text{см.н}} + V_{\text{см.к}}), \quad (1.25)$$

где $V_{\text{см.к}}$ – объемный расход газовой смеси на ее выходе из абсорбера при рабочих условиях, м³/с.

Величину $V_{\text{см.к}}$ можно вычислить по формуле

$$V_{\text{см.к}} = G \cdot 22,4 \cdot (1 + Y_{\text{к}}) \frac{P_0}{P} \cdot \frac{T}{T_0}. \quad (1.26)$$

1.4.1. Расчет рабочей скорости в насадочном абсорбере и его диаметра

Для насадочных абсорберов с неупорядоченной насадкой (кольца Рашига и Палля, седла Гудлое и «Инталлокс» и некоторые другие) значение w_p принимают для аппаратов, работающих под избыточным давлением:

1) превышающим 0,1 МПа – из условия достижения максимальной эффективности в пределах от $0,7w_3$ до $0,9w_3$, где w_3 – скорость захлебывания (предельно допустимая), м/с;

2) не превышающим 0,1 МПа – из условия достижения пониженного гидравлического сопротивления в пределах от $0,3w_3$ до $0,5w_3$.

Скорость захлебывания рассчитывают, используя зависимость [4–6, 10, 11, 14, 16, 18–20, 23–29]

$$\lg \left[\frac{w_3^2 a \rho_y}{g \varepsilon^3 \rho_x} (1000 \mu_x)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,125}, \quad (1.27)$$

1.4. Расчет рабочей скорости и диаметра абсорбера

где a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; ρ_y – плотность газовой фазы при рабочих условиях, $\text{кг}/\text{м}^3$; g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$; ε – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; ρ_x – плотность жидкой фазы в абсорбере, $\text{кг}/\text{м}^3$; μ_x – динамическая вязкость жидкой фазы в абсорбере, $\text{Па} \cdot \text{с}$; A и B – коэффициенты; $\bar{G}_x$ и $\bar{G}_y$ – массовые расходы жидкой и газовой фаз в абсорбере соответственно, $\text{кг}/\text{с}$.

Величины a и ε зависят от типа насадочных тел и их размера и определяются по справочным данным [4–6, 10, 11, 14, 19, 20, 23] или по данным приложения Б настоящего пособия.

Значение плотности газовой фазы изменяется по высоте аппарата в первую очередь из-за изменения состава газовой смеси.

Однако при небольшом содержании абсорбата в исходной газовой смеси $\left(y_n \leq 0,03 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}} \right)$ и условии, что $M_A \leq 1,5 M_B$ (M_A и M_B – молярные массы абсорбата и инертного газа соответственно, $\text{кг}/\text{кмоль}$), можно принять $\rho_y = \rho_B$, где ρ_B – плотность инертного газа при рабочих условиях, $\text{кг}/\text{м}^3$. В иных случаях следует принимать $\rho_y = \rho_{\text{уср}}$, где $\rho_{\text{уср}}$ – средняя по высоте абсорбера плотность газовой фазы (смеси), $\text{кг}/\text{м}^3$, вычисляемая по формуле

$$\rho_{\text{уср}} = 0,5(\rho_{\text{ун}} + \rho_{\text{ук}}), \quad (1.28)$$

где $\rho_{\text{ун}}$ и $\rho_{\text{ук}}$ – плотность газовой смеси на входе и на выходе ее из абсорбера при рабочих условиях соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Если среднее содержание абсорбата в абсорбенте не превышает $0,05 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль раствора}}$, то динамическую вязкость жидкой фазы при применении формулы (1.27) можно принимать равной динамической вязкости чистого абсорбента при рабочей температуре. В иных случаях принимают $\mu_x = \mu_{\text{хсп}}$, где $\mu_{\text{хсп}}$ – динамическая вязкость абсорбента среднего состава, $\text{Па} \cdot \text{с}$:

$$\mu_{\text{хсп}} = 10^{x_{\text{сп}} \lg \mu_A + (1-x_{\text{сп}}) \lg \mu_C}, \quad (1.29)$$

где μ_A и μ_C – динамическая вязкость жидких абсорбата и абсорбента при рабочей температуре соответственно, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

При среднем содержании абсорбата в абсорбенте $\bar{x}_{\text{ср}} \leq 0,05 \frac{\text{кг абсорбата}}{\text{кг раствора}}$ принимают $\rho_x = \rho_C$, где ρ_C – плотность чистого абсорбента при рабочей температуре, кг/м^3 . Если $\bar{x}_{\text{ср}} > 0,05 \frac{\text{кг абсорбата}}{\text{кг раствора}}$, то расчет ρ_x ведут по формуле (1.23). Значение $\bar{x}_i$ в данном случае принимают по среднему составу абсорбента.

Значения коэффициентов A и B для некоторых типов насадок, используемых в аппаратах для взаимодействия систем газ – жидкость, приведены в табл. 1.2.

Таблица 1.2

**Коэффициенты для кольцевых и седловидных насадок
в уравнении (1.27)**

Тип насадки	A	B
Кольца Рашига внавал	-0,073	1,75
Кольца Палля	-0,49	1,04
Седла размером 25 и 38 мм	-0,330	1,04
Седла размером 50 мм	-0,580	1,04

При $\bar{x}_k \leq 0,05 \frac{\text{кг абсорбата}}{\text{кг раствора}}$ массовый расход жидкой фазы, необходимый для расчета по формуле (1.27), можно определить приближенно по зависимости

$$\bar{G}_x = LM_C, \quad (1.30)$$

где M_C – молярная масса чистого абсорбента, кг/кмоль .

Если же $\bar{x}_k > 0,05 \frac{\text{кг абсорбата}}{\text{кг раствора}}$, то принимают $\bar{G}_x = \bar{G}_{\text{жк}}$, где $\bar{G}_{\text{жк}}$ – массовый расход отработанного абсорбента, кг/с .

Согласно формулам (1.15) и (1.17),

$$\bar{G}_{\text{жк}} = L(1 + X_k)M_{\text{жк}}, \quad (1.31)$$

где $M_{\text{жк}}$ – молярная масса отработанного абсорбента, кг/кмоль .

$$M_{\text{жк}} = M_A x_k + M_C (1 - x_k). \quad (1.32)$$

1.4. Расчет рабочей скорости и диаметра абсорбера

При расчетах по формуле (1.27) также принимают $\bar{G}_y = \bar{G}_{yn}$, где $\bar{G}_{yn}$ – массовый расход исходной газовой смеси, кг/с.

Из формулы (1.18)

$$\bar{G}_{yn} = G_{cm.n} \cdot M_{yn}, \quad (1.33)$$

где M_{yn} – молярная масса исходной газовой смеси, кг/кмоль.

$$M_{yn} = M_A y_n + M_B (1 - y_n). \quad (1.34)$$

Для нормализованных насадочных абсорберов стандартный ряд их внутренних диаметров D , м, следующий: 0,4; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8.

Абсорберы диаметром до 0,8 м включительно изготавливаются разборными, царговыми [30]. Абсорберы диаметром 1 м и более выполняются с цельносварными корпусами.

При выборе диаметра абсорбера из ряда стандартных размеров D принимают меньшим, чем D_p , если $D \geq 0,95 D_p$. В иных случаях – ближайший больший D из стандартного ряда.

Если же D_p на 5 и более процентов превышает максимальное значение $D = 2,8$ м из ряда стандартных размеров, то в абсорбционной установке следует принять разделение потока исходной газовой смеси на несколько параллельных, одинаковых по расходам потоков. Расчетный диаметр абсорбера при этом определяют по формуле (1.24), подставив в нее вместо V_{cm} значение $V_{cm.1}$, где $V_{cm.1}$ – объемный расход газовой смеси при рабочих условиях в расчете на один абсорбер, м³/с.

Минимальное необходимое число параллельно работающих абсорберов установки $N_{аб}$, штук, можно определить по формуле

$$N_{аб} = 0,128 D_p^2. \quad (1.35)$$

Значение $N_{аб}$ следует округлить до целого числа в большую сторону. Для дальнейших расчетов параллельно работающих в установке абсорберов все полученные расходы фаз и их компонентов (абсорбата, абсорбента и инертного газа) принимаются для одного аппарата. Для этого следует разделить значение общего расхода для установки на $N_{аб}$, например, для газовой смеси

$$V_{cm.1} = \frac{V_{cm}}{N_{аб}}. \quad (1.36)$$

При расчетах диаметра насадочного абсорбера также следует учитывать, что максимальная пропускная способность по жидкости для аппарата указанного типа соответствует плотности орошения $U \approx 0,07 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$. Плотность орошения вычисляется из соотношения

$$U = \frac{4V_x}{\pi D^2}. \quad (1.37)$$

Рекомендуется проводить проверку выполнения условия $U < 0,07 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$ при соотношениях массовых расходов жидкой и газовой фаз $\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} > 20$ кг/кг. Если упомянутое условие не выполняется, то расчетный диаметр абсорбера из (1.37) определяют как

$$D_p = 4,26 \sqrt{V_x}. \quad (1.38)$$

1.4.2. Расчет рабочей скорости в тарельчатом абсорбере и его диаметра

1.4.2.1. Величина расчетной рабочей скорости газовой фазы в тарельчатом абсорбере w_p , м/с, определяется в зависимости от конструкции тарелок и ряда других факторов. При скорости газовой фазы, соответствующей w_p , достигается близкая к максимальной эффективность тарелок, а также для них обеспечивается нормальный гидродинамический режим. Пропускная способность аппарата по газовой фазе в таком случае приближается к максимально допустимой, а межтарельчатый унос жидкости не превышает $0,1 \frac{\text{кг жидкости}}{\text{кг газа}}$.

1.4.2.2. Для ситчатых, ситчатых с отбойниками, колпачковых, клапанных и провальных (решетчатых, дырчатых, трубчатых) тарелок предельное значение рабочей скорости газовой фазы $w_{пр}$, м/с, можно рассчитать, руководствуясь рекомендациями, изложенными в [10, 11, 25–29, 31, 32], по формуле Саудерса – Брауна:

$$w_{\text{пр}} = C_{\text{пр}} \sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}}, \quad (1.39)$$

где $C_{\text{пр}}$ – коэффициент, м/с.

Величина $C_{\text{пр}}$ рассчитывается по формулам, приведенным в монографиях, справочниках [10, 11, 23–29, 31, 32]. При этом учитываются конструкция тарелок, нагрузки по жидкой и газовой фазам, плотности этих фаз при рабочих условиях, межтарельчатое расстояние и другие факторы.

Для колпачковых тарелок с капсульными (круглыми) колпачками (см. рис. 1.4) Киршбаумом предложено рассчитывать $C_{\text{пр}}$ по формуле

$$C_{\text{пр}} = 0,0155 d_{\text{к}}^{-0,67} h_{\text{кт}}^{0,5}, \quad (1.40)$$

где $d_{\text{к}}$ – диаметр колпачка, м; $h_{\text{кт}}$ – расстояние от верхней поверхности доньшка колпачка до вышерасположенной тарелки, м.

$$h_{\text{кт}} = h_{\text{т}} - h_{\text{к}}, \quad (1.41)$$

где $h_{\text{т}}$ – межтарельчатое расстояние, м; $h_{\text{к}}$ – высота колпачка, м.

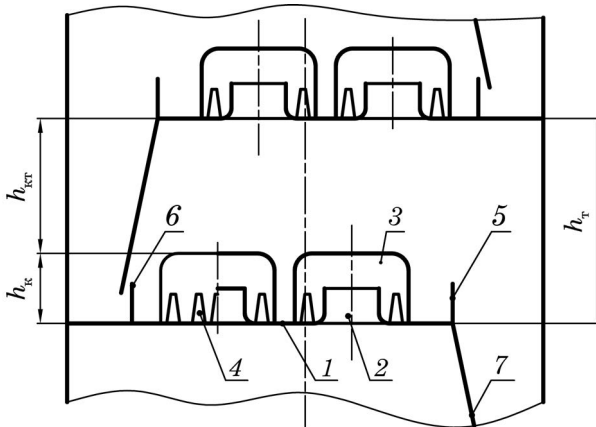


Рис. 1.4. Схема колпачковых тарелок с капсульными колпачками:
1 – основание тарелки; 2 – газовый (паровой) патрубок; 3 – колпачок;
4 – прорезь; 5 – сливной порог; 6 – входной порог; 7 – перелив

Каталог [30] на основании отраслевых стандартов для неразборных тарелок всех типов, в том числе и колпачковых, при их диаметрах 400,

600 и 800 мм регламентирует выбор межтарельчатого расстояния из ряда: 200, 300 и 400 мм. Для разборных тарелок всех типов, предназначенных для установки в стандартизованных аппаратах диаметром 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2200, 2400, 2600, 2800, 3000, 3200, 3400 и 3600 мм, следует принимать межтарельчатое расстояние из ряда: 300, 400, 500, 600 мм. Последнее касается и аппаратов нестандартизованных диаметров – 3800 и 4000 мм.

Размеры капсульных колпачков, а также шаг их расположения в зависимости от диаметров тарелок представлены в табл. 1.3.

Таблица 1.3

**Основные конструктивные размеры колпачков
и шаг их расположения на тарелке**

Диаметр тарелки D_T , мм	Размеры колпачка, мм			Шаг расположения, мм
	Диаметр d_k	Высота h_k	Высота прорези $h_{\text{п}}$	
400	60	50	15; 20	90
600; 800; 1000	80	55	15; 20	110
1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2600; 2800; 3000; 3200	100	65	15; 20	140
3400; 3600; 3800; 4000	150	85	20; 30	190

Анализ, проведенный авторами пособия на основании материалов ОСТ 26-01-125-81, показал, что при использовании формулы (1.40) диаметр колпачка тарелки следует выбирать, предварительно вычислив значение параметра $F_V, \frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$. Этот параметр оценивает нагрузку аппарата по газовой фазе с учетом ее плотности при рабочих условиях и рассчитывается по формуле

$$F_V = V_{\text{см}} \sqrt{\rho_y} = \frac{\pi D^2}{4} F_S, \quad (1.42)$$

где $F_S = w_y \sqrt{\rho_y}$ – фактор газовой (паровой) нагрузки, Па^{0,5}.

На основании анализа информации, представленной в ОСТ 26-01-125-81 (рис. 1.5), при выборе диаметра колпачков, реко-

1.4. Расчет рабочей скорости и диаметра абсорбера

мендуется: при значении F_V от 0,4 до 1,1 $\frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$ принимать $d_k = 0,08$ м, при F_V от 1,4 до 11 $\frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$ – $d_k = 0,1$ м и при F_V от 12 до 18 $\frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$ – $d_k = 0,15$ м.

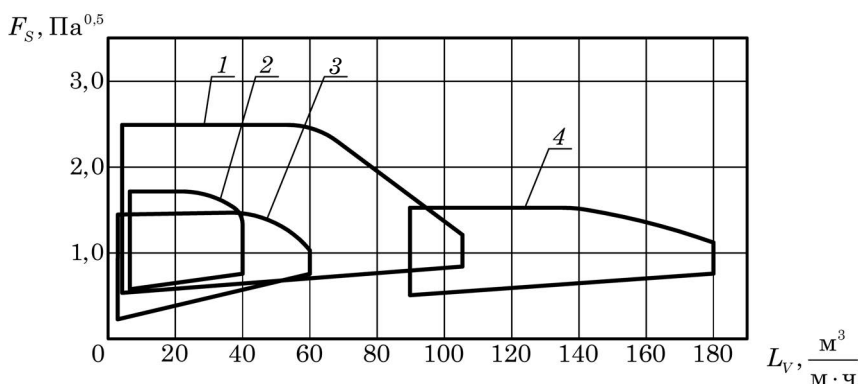


Рис. 1.5. Области нагрузок по жидкости и газу для некоторых типов массообменных тарелок:

L_V – линейная нагрузка по жидкости на перелив; 1 – клапанные; 2 – ситчатые; 3 – колпачковые; 4 – ситчатые многосливные

1.4.2.3. При известной предельной рабочей скорости расчетная рабочая скорость определяется по формуле

$$w_p = k \cdot w_{пр}, \quad (1.43)$$

где k – коэффициент, учитывающий снижение величины скорости (принимается в пределах от 0,7 до 0,9).

Для ситчатых тарелок при межтарельчатых расстояниях от 300 до 700 мм, а также для колпачковых с капсьюльными колпачками при межтарельчатых расстояниях от 200 до 700 мм расчетную рабочую скорость можно определить по зависимости [4–6]

$$w_p = C \sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}}, \quad (1.44)$$

где C – коэффициент, м/с.

Значения коэффициента C определяют по графикам, изображенным на рис. 1.6.

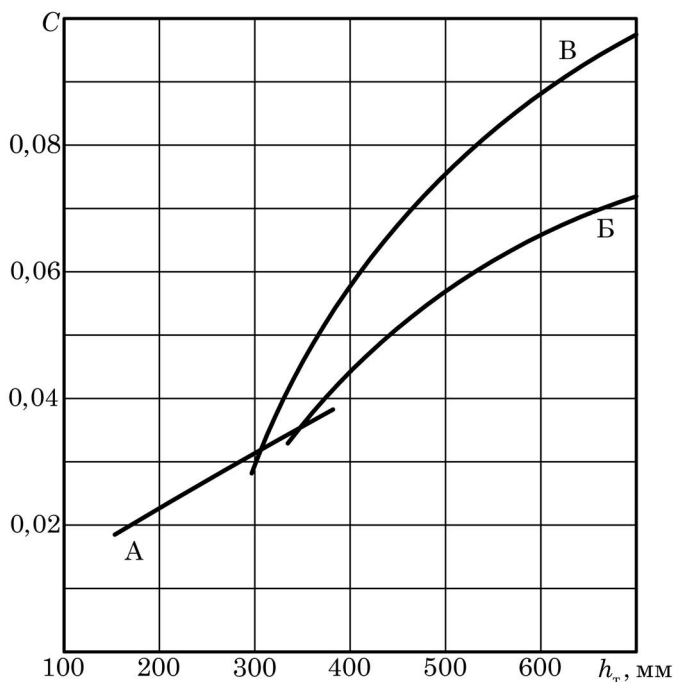


Рис. 1.6. Значение константы C в формуле (1.44):
А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками;
В – ситчатые тарелки

Для ситчатых тарелок также можно определить w_p , используя в формуле (1.44) значение $C = 0,05$ [19] (без учета межтарельчатого расстояния). В таком случае принятую в дальнейшем величину h_t следует проверить на выполнение условия: при работе тарелки должна обеспечиваться величина межтарельчатого уноса жидкости ниже допустимой. Методики расчета межтарельчатого уноса жидкости для различных типов тарелок изложены в пособии [19], справочнике [23], монографиях [10, 11, 27–29].

Получив значение w_p для ситчатых (колпачковых) тарелок, по зависимости (1.24) определяют расчетный диаметр абсорбера D_p . Диаметр абсорбера D принимают по ближайшему к D_p значению диаметра тарелки из стандартного ряда размеров тарелок (см. приложение Б настоящего пособия или [30]).

1.4.2.4. Для клапанных прямоточных тарелок с круглыми и прямоугольными клапанами рабочую скорость газовой фазы рекомендуется определять по зависимости [19]

$$\left(\frac{w_p}{f_{св}} \right)^{1,85} = \frac{G_{кл}}{S_o} \cdot \frac{2g}{\xi \rho_y}, \quad (1.45)$$

где $f_{св}$ – относительное свободное сечение отверстий тарелки, м²/м²; $G_{кл}$ – масса клапана, кг; g – ускорение свободного падения, м/с²; S_o – площадь отверстия под клапаном, м²; ξ – коэффициент сопротивления сухой тарелки.

Величину $f_{св}$ для тарелок с круглыми и прямоугольными клапанами берут в зависимости от диаметра тарелок и шага расположения клапанов. Указанный параметр дан в приложении Б настоящего пособия. Масса круглого клапана при его диаметре 48 мм принимается равной 0,032 кг, масса прямоугольного клапана длиной 100 и шириной 23 мм – 0,035 кг. Коэффициент сопротивления сухой клапанной тарелки предпочтительно принимать для условия полного открытия клапанов, а именно $\xi = 3,6$. Диаметр отверстия под круглый клапан равен 40 мм, а размеры отверстия под прямоугольный клапан следующие: длина 100 мм, ширина 13 мм.

Расчеты w_p по формуле (1.45) ведут методом последовательных приближений из-за того, что $f_{св}$ зависит от диаметра тарелки. В свою очередь диаметр тарелки зависит как от $V_{см}$, так и от w_p .

При выполнении первого приближения из ряда стандартных диаметров клапанных тарелок произвольно выбирают D_t , м. В случае необходимости также принимают шаг расположения клапанов. Затем из приложения Б настоящего пособия определяют значение $f_{св}$ и проводят расчет w_p по формуле (1.45). После этого вычисляют расчетный диаметр тарелки $D_{т.р}$, м, по формуле

$$D_{т.р} = \sqrt{\frac{4V_{см}}{\pi w_p}}. \quad (1.46)$$

Затем проводят сравнение значений D_t и $D_{т.р.}$. Если $D_{т.р.}$ составляет от 90 до 105% от D_t , то расчет w_p заканчивают, приняв абсорбер и тарелку с диаметром $D = D_t$. При невыполнении указанного выше условия проводят следующее приближение, в котором принимают D_t из ряда стандартных диаметров тарелок, ближайшее к значению ранее рассчитанного $D_{т.р.}$.

Необходимо учитывать, что клапанные тарелки с круглыми клапанами применяют в аппаратах диаметром не менее 1 м. Оценочные расчеты показывают, что для таких аппаратов модифицированный фактор газовой нагрузки $F_v > 0,8 \frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$.

Для провальных тарелок (решетчатых и др.) w_p может быть рассчитана [10, 11, 19] с использованием уравнений:

$$X_p = \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,125}; \quad (1.47)$$

$$Y_p = B e^{-4X_p}; \quad (1.48)$$

$$Y_p = \frac{w_p^2}{g d_a f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_y}{\rho_x} (1000 \mu_x)^{0,16}, \quad (1.49)$$

где X_p и Y_p – расчетные комплексы; B – коэффициент; d_a – эквивалентный диаметр щели решетчатой тарелки или диаметр отверстий дырчатой тарелки, м.

Для нижнего предела нормального режима работы провальной тарелки $B = 2,95$, для верхнего – $B = 10$. Эквивалентный диаметр щели решетчатой тарелки $d_a = 2b$, где b – ширина щели, м. Для решетчатых тарелок b равняется 4 или 6 мм. При расчетах рекомендуется принимать значение B , соответствующее середине диапазона нормальной работы тарелки, а именно в пределах от 6 до 8.

Расчет w_p для решетчатых тарелок, как и для клапанных, проводят методом последовательных приближений, что обусловлено зависимостью $f_{св}$ от диаметра тарелок, а также от принятых размеров и шага расположения щелей. При этом расчеты выполняют следующим образом:

– принимают диаметр тарелки D_t из ряда нормальных диаметров колонных аппаратов [30];

- руководствуясь [19] или материалами приложения Б настоящего пособия, принимают размеры щелей и шаг их расположения;
- по результатам предыдущих действий определяют $f_{св}$;
- последовательно рассчитывают значения:
 - X_p по формуле (1.47);
 - Y_p по формуле (1.48);
 - w_p , используя зависимость (1.49);
 - $D_{т.р}$ по формуле (1.46).

Примечание. При расчетах решетчатых тарелок при факторе $F_V < 1,0 \frac{\text{кг}^{0,5} \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$ рекомендуется использовать в первом приближении значение D_t , не превышающее 0,8 м.

После выполнения расчетов, методика которых описана выше, сравнивают значения D_t и $D_{т.р}$. Если различие принятого и расчетного диаметров не превышает 0,1 м, то принимают окончательно диаметры абсорбера и тарелки $D = D_t$. В противном случае выполняют следующее приближение, приняв D_t из ряда стандартных размеров ближайшим к значению $D_{т.р}$ из предыдущего приближения.

При больших расходах газовой фазы (как правило, при $F_V > 25 \frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$) расчетный диаметр тарельчатого абсорбера может превысить максимальный допускаемый стандартом. В таком случае поток газовой фазы следует разделить на несколько равновеликих потоков, подобно тому, что описано в рекомендациях для расчетов насадочных абсорберов (см. п. 1.4.1 настоящего пособия). В формуле (1.35) при этом коэффициент 0,128 заменяется на 0,077 (при предельном стандартном диаметре колонны 3,6 м).

1.4.3. Действительная скорость газовой фазы в абсорбере

Для насадочного или тарельчатого абсорбера после расчетов и окончательного выбора диаметра определяют скорость газовой фазы в расчете на полное сечение аппарата (действительное ее значение) w_y , м/с, используя одну из формул:

$$w_y = \frac{V_{см}}{S} = \frac{4V_{см}}{\pi D^2} \quad (1.50)$$

или

$$w_y = w_p \left(\frac{D_p}{D} \right)^2, \quad (1.51)$$

где S – свободное сечение колонны, м².

В дальнейшем значение w_y используется при расчетах кинетических характеристик аппарата и его гидравлического сопротивления.

1.5. РАСЧЕТ ВЫСОТЫ АБСОРБЕРА

Корпус колонного абсорбера, как показано на рис. 1.7, можно условно разделить на три основные составляющие части: нижняя кубовая 1, средняя контактная 2 и верхняя сепарационная 3. Высоты кубовой и сепарационной частей H_k и H_c соответственно, м, зависят при стандартной конструкции аппарата от его типа (насадочный или тарельчатый) и исполнения (царговый или цельносварной). Размеры H_k и H_c для стандартизованных колонных аппаратов регламентированы и представлены в каталоге [30]. Указанные размеры также приведены в приложении Б настоящего пособия.

Высота контактной части $H_{кч}$, м, определяется на основании технологических расчетов из условия обеспечения заданной глубины протекания процесса (степени извлечения абсорбата, конечного его содержания в газовой смеси на выходе из абсорбера). Основными параметрами, влияющими на величину $H_{кч}$, являются:

- для насадочных абсорберов – общая высота слоя (слоев) насадки, определяемая по значению расчетной высоты насадки $H_{нр}$, м;
- для тарельчатых абсорберов – число тарелок N , штук, и межтарельчатое расстояние.

1.5.1. Определение расчетной высоты слоя насадки

1.5.1.1. Значение $H_{нр}$ может быть определено по различным методикам [10, 11, 14, 19], в том числе:

- с использованием основного уравнения массопередачи;
- через расчет числа единиц переноса (ЧЕП) и высоты единицы переноса (ВЕП);

– через расчет числа теоретических тарелок (ЧТТ) и высоты слоя насадки, эквивалентного теоретической тарелке (ВЭТТ).

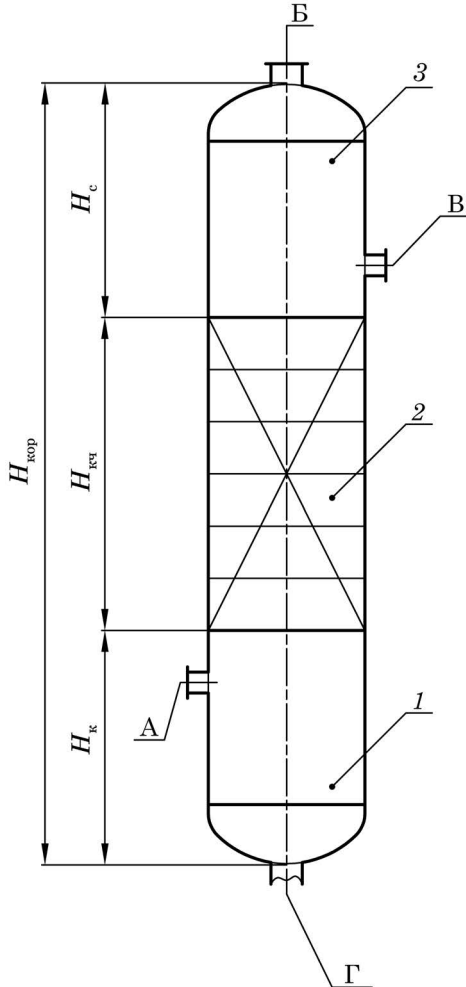


Рис. 1.7. Схема корпуса колонного абсорбера:

1 – кубовая часть; 2 – контактная часть; 3 – сепарационная часть.

$H_{\text{кор}}$ – высота корпуса. Штуцера: А – вход газовой смеси; Б – выход газовой смеси;

В – вход свежего поглотителя; Г – выход отработанного поглотителя

Расчет с использованием основного уравнения массопередачи проводится в такой последовательности:

- 1) выполняют расчет коэффициентов массоотдачи по газовой и жидкой фазам;
- 2) рассчитывают величину коэффициента массопередачи по газовой или жидкой фазе;
- 3) рассчитывают среднюю движущую силу процесса по газовой или жидкой фазе;
- 4) вычисляют поверхность взаимодействия фаз, необходимую для осуществления процесса;
- 5) определяют поверхность и объем насадки, обеспечивающие осуществление процесса;
- 6) вычисляют расчетную высоту насадки в абсорбере.

В строгом выражении движущей силой массоотдачи является разность объемных концентраций (долей) распределяемого компонента в ядре фазы и на ее границе [10, 11]. Поэтому при абсорбции для массоотдачи в газовой фазе движущую силу можно выражать через молярные доли абсорбата в ней y , т. к. они численно соответствуют объемным. Для плохо растворимых газов, а также при образовании растворов с низким содержанием абсорбата для выражения движущей силы в жидкой фазе также рекомендуется использовать молярные доли абсорбата в растворе x . В данном случае x примерно пропорциональна объемной доле абсорбата в растворе.

Вследствие вышеизложенного для расчетов поверхности взаимодействия фаз при использовании основного уравнения массопередачи следует применять коэффициенты массоотдачи в газовой фазе β_y ,

$$\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}}, \text{ и жидкой фазе } \beta_x, \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль раствора}}}.$$

В дальнейшем для краткости записи размерности β_y и β_x будут представлены в рекомендуемом [10, 11] виде $\left(\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right)$. Применение

коэффициента массоотдачи в жидкой фазе β_x при выражении движущей силы через x также допустимо при расчетах абсорбции газов с высокой растворимостью, т. к. массоотдача в газовой фазе в таком случае не является лимитирующей стадией процесса массопередачи.

1.5.1.2. Для выполнения расчетов β_y и β_x необходимо в первую очередь определить параметры, описывающие гидродинамические характеристики движения фаз. Ими являются Re_y и Re_x – числа Рейнольдса для газовой и жидкой фаз соответственно. Рассчитываются они следующим образом:

$$Re_y = \frac{w_y d_a \rho_y}{\varepsilon \mu_y}; \quad (1.52)$$

$$Re_x = \frac{4U \rho_x}{a \mu_x}, \quad (1.53)$$

где d_a – эквивалентный диаметр насадки, м; μ_y – динамическая вязкость газовой фазы, Па · с.

Эквивалентный диаметр насадки определяется в зависимости от ее типа и размера насадочных тел по справочным таблицам в литературных источниках [4–6, 19, 31] и в приложении Б настоящего пособия. При среднем содержании абсорбата в газовой смеси, подвергающейся разделению, не превышающем $0,03 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$, значение μ_y можно принять равным динамической вязкости инертного газа. В ином случае величину μ_y рекомендуется вычислять по формуле

$$\mu_y = \frac{\frac{M_A y_{cp} + M_B (1 - y_{cp})}{\mu_{yA} + \frac{M_B (1 - y_{cp})}{\mu_{yB}}}}{1}, \quad (1.54)$$

где y_{cp} – средняя молярная доля абсорбата в газовой смеси, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$; μ_{yA} и μ_{yB} – динамические вязкости абсорбата и инертного газа при рабочей температуре соответственно, Па · с.

Примечание. Значения μ_{yA} и μ_{yB} следует брать для их газообразного состояния.

С целью получения более точных результатов при $y_n > 0,03 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$, плотность газовой смеси ρ_y следует принимать в соответствии с рекомендациями по применению формулы (1.28).

При расчетах по формуле (1.53) следует придерживаться тех же рекомендаций по применению значений ρ_x и μ_x , которые даны по расчетам плотности и вязкости жидкой фазы в п. 1.2.4 и 1.4.1 настоящего раздела.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе в абсорберах с неупорядоченной насадкой рассчитывают по зависимости

$$\text{Nu}'_y = 0,407 \frac{\rho_y}{M_y} \text{Re}_y^{0,655} (\text{Pr}'_y)^{0,33}, \quad (1.55)$$

где Nu'_y и Pr'_y – числа Нуссельта и Прандтля для газовой фазы соответственно.

Значение молярной массы газовой смеси M_y следует брать для того же состава смеси, для которого была определена величина ρ_y . Число Прандтля Pr'_y рассчитывают по формуле

$$\text{Pr}'_y = \frac{\mu_y}{D_y \rho_y}, \quad (1.56)$$

где D_y – коэффициент молекулярной диффузии абсорбата в инертном газе при рабочих давлении и температуре, $\text{м}^2/\text{с}$.

Для ряда газов и паров при их диффузии в воздухе значения коэффициентов молекулярной диффузии при нормальных условиях (температура 0°C и давление $101,3 \text{ кПа}$) D_{y0} , $\text{м}^2/\text{с}$, приведены в справочном приложении А настоящего пособия, а также в литературе [4–6, 10, 11]. В таком случае расчет D_y может быть проведен по формуле

$$D_y = D_{y0} \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,5}. \quad (1.57)$$

При отсутствии справочного значения коэффициента молекулярной диффузии абсорбата в данном инертном газе расчет его ведут по зависимости, предложенной Джиллилендом:

$$D_y = \frac{4,35 \cdot 10^{-2} T^{1,5}}{P (\nu_A^{0,333} + \nu_B^{0,333})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{0,5}, \quad (1.58)$$

где ν_A и ν_B – молярные объемы абсорбата и инертного газа в жидком состоянии при нормальных температурах их кипения соответственно, $\text{см}^3/\text{моль}$.

Для ряда простых веществ и химических соединений значения мольных и атомных объемов приведены в справочном приложении А настоящего пособия, а также в других книгах [10, 11]. Для сложных соединений их мольный объем определяют как сумму атомных объемов элементов, входящих в это соединение [10, 11].

После вычисления Nu'_y по уравнению (1.55) коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_y , $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, рассчитывают следующим образом:

$$\beta_y = \frac{Nu'_y D_y}{d_s}. \quad (1.59)$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для абсорберов с насадкой, засыпанной внавал, определяют из критериального уравнения

$$Nu'_x = 0,0021 \frac{\rho_x}{M_x} Re_x^{0,75} (Pr'_x)^{0,5}, \quad (1.60)$$

где Pr'_x – число Прандтля для жидкой фазы.

При расчете по уравнению (1.60) ρ_x и M_x определяются в соответствии с указаниями, вышеприведенными в данном разделе. Число Прандтля Pr'_x рассчитывают по формуле

$$Pr'_x = \frac{\mu_x}{D_x \rho_x}, \quad (1.61)$$

где D_x – коэффициент молекулярной диффузии абсорбата в поглотителе при рабочей температуре, $\text{м}^2/\text{с}$.

Для температуры 20°C коэффициенты молекулярной диффузии ряда веществ в воде D_{x20} , $\text{м}^2/\text{с}$, даны в справочном приложении А настоящего пособия и литературе [4–6, 10]. Пересчет их значений на рабочую температуру в абсорбере можно провести по формуле

$$D_x = D_{x20} \left[1 + 6,32(T - 293) \frac{\mu_{x20}^{0,5}}{\rho_{x20}^{0,333}} \right], \quad (1.62)$$

где μ_{x20} – динамическая вязкость растворителя (поглотителя) при 20°C , $\text{Па} \cdot \text{с}$; ρ_{x20} – плотность растворителя (поглотителя) при 20°C , $\text{кг}/\text{м}^3$.

Примечание. Некоторые справочные значения коэффициента молекулярной диффузии приведены для температуры 25°C. Поэтому для расчета D_x при требуемой температуре следует предварительно вычислить D_{x20} по формуле (1.62).

Для разбавленных растворов коэффициент молекулярной диффузии приближенно можно рассчитать также по формуле Уилки и Чанга [4–6, 10]:

$$D_x = \frac{7,4 \cdot 10^{-15} (\psi_D M_B)^{0,5} T}{\mu_x \nu_A^{0,6}}, \quad (1.63)$$

где ψ_D – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя.

Значения коэффициента ψ_D : для воды – 2,6; для метилового спирта – 1,9; для этилового спирта – 1,5; для бензола, эфира, гептана – 1.

После вычисления Nu'_x по уравнению (1.60) коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x , $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$,

$$\beta_x = \frac{Nu'_x D_x}{\delta_{\text{пр}}}, \quad (1.64)$$

где $\delta_{\text{пр}}$ – приведенная толщина пленки жидкости на насадке, м.

Значение $\delta_{\text{пр}}$ рассчитывают по формуле

$$\delta_{\text{пр}} = \left(\frac{\mu_x^2}{\rho_x^2 g} \right)^{0,333}. \quad (1.65)$$

1.5.1.3. В процессе расчетов абсорберов обычно рассчитывают значение коэффициента массопередачи по газовой фазе K_y ,

$\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}}$, используя формулу

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (1.66)$$

где m – коэффициент распределения вещества по фазам.

Сокращенная форма записи размерности для K_y – $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$.

При линейном виде уравнения равновесия $y^* = mx$ коэффициент распределения вещества по фазам является константой. При описании условий равновесия с использованием закона Генри

$$m = \frac{E}{P}, \quad (1.67)$$

а при описании уравнением закона Рауля

$$m = \frac{P_s}{P}. \quad (1.68)$$

Если линия равновесия, описываемая уравнением $y^* = mx$, отображается в координатах x – y кривой, то значение m зависит от текущего значения x . При расчетах K_y по уравнению (1.66) в таком случае следует использовать значение m , осредненное в пределах от y_k до y_n . Текущие значения m рекомендуется определять графоаналитическим методом. Для этого к линии равновесия в ряде точек, расположенных в пределах от y_k до y_n , проводят касательные. При этом координаты выбранных точек соответствуют взаимосвязанным величинам x и y^* . В дальнейшем для каждой касательной определяют тангенс угла ее наклона к оси абсцисс. Вычисленный тангенс угла наклона соответствует m для данной точки линии равновесия. Достаточную точность определения осредненного значения m обеспечивает более простой графоаналитический метод – метод построения гипотенуз прямоугольных треугольников. Сущность этого метода проиллюстрирована на рис. 1.8. Процедуры при получении m методом гипотенуз прямоугольных треугольников следующие:

- на диаграмме x – y отображают линию равновесия $y^* = mx$, на оси ординат отмечают точки, соответствующие $y_0 = y_k$ и $y_n = y_n$;
- интервал значений содержания абсорбата в газовой смеси от y_k до y_n делят на n равных отрезков (n от трех до пяти), длина каждого из отрезков δ_y , $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$, составит при этом

$$\delta_y = \frac{y_n - y_k}{n}; \quad (1.69)$$

- на ось ординат наносят точки с координатами $y_1, y_2, \dots, y_{n-1}$, для расчета которых используют формулу

$$y_i = y_0 + \delta_y i, \quad (1.70)$$

где i – номер интервала;

– через точки $y_0, y_1, \dots, y_{n-1}, y_n$ проводят горизонталы, находят точки пересечения горизонталей с линией равновесия – точки $a_0, a_1, \dots, a_{n-1}, a_n$ соответственно;

– через точки $a_0, a_1, \dots, a_{n-1}, a_n$ проводят вертикали с координатами $x_0, x_1, \dots, x_{n-1}, x_n$ соответственно;

– рассчитывают значения коэффициентов распределения вещества по фазам для каждого из интервалов:

$$m_i = \frac{\delta_y}{x_i - x_{i-1}}; \quad (1.71)$$

– рассчитывают осредненное значение m по формуле

$$m = \frac{\sum_{i=1}^n m_i}{n}. \quad (1.72)$$

Примечание. При расчете по формуле (1.71) значения x_i и x_{i-1} должны быть представлены в размерности $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль раствора}}$.

1.5.1.4. Как отмечено выше, движущую силу массоотдачи и, соответственно, движущую силу массопередачи по газовой фазе следует выражать через абсолютную молярную долю абсорбата в газовой смеси. Для труднорастворимых газов, при небольших содержаниях абсорбата в газовой и жидкой фазах ($y_n \leq 0,03 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$;

$x_n \leq 0,03 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль раствора}}$), равновесные и рабочие линии процесса

незначительно отклоняются по своей форме от отрезков прямых при отображении как в координатах x – y , так и в координатах X – Y . В таком случае среднюю движущую силу массопередачи $\Delta u_{\text{ср}}$, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$, можно рассчитать по упрощенному методу через

значения концевых движущих сил. Концевые движущие силы процесса по газовой фазе – их величины на входе газовой фазы в абсор-

бер $\Delta y_n, \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$, и на выходе газовой фазы из абсорбера

$\Delta y_k, \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$. Значения Δy_n и Δy_k вычисляются следу-

ющим образом:

$$\Delta y_n = y_n - y_n^*; \quad (1.73)$$

$$\Delta y_k = y_k - y_k^*, \quad (1.74)$$

где y_n^* – молярная доля абсорбата в газовой смеси, равновесной с отработанным поглотителем, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$; y_k – молярная доля

абсорбата в газовой смеси на выходе ее из абсорбера, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$; y_k^* – молярная доля абсорбата в газовой смеси,

равновесной со свежим поглотителем, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$.

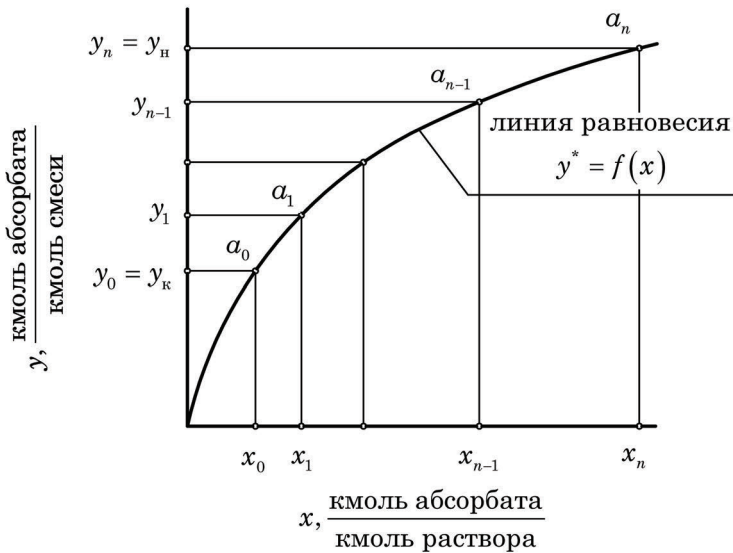


Рис. 1.8. К определению осредненного значения коэффициента распределения вещества по фазам методом гипотенуз прямоугольных треугольников

Значения y_n^* и y_k^* , таким образом, определяются как $y_n^* = f(x_k)$ и $y_k^* = f(x_n)$ соответственно. Их можно рассчитать аналитически с использованием уравнений законов Генри (1.1) или Рауля (1.3) либо определить графически по диаграмме x - y (диаграмме X - Y) с выполненной на ней линией равновесия. Приемы графического определения значений y_n^* и y_k^* (Y_n^* и Y_k^* – относительных молярных долей абсорбата в газовых смесях, находящихся в равновесии с отработанным и свежим абсорбентом соответственно, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль инертного газа}}$) с использованием диаграммы x - y (X - Y) проиллюстрированы на рис. 1.9 (рис. 1.10). Значения равновесных содержаний абсорбата в газовой фазе, полученные с помощью диаграммы X - Y , следует пересчитать в абсолютные молярные доли, используя формулу (1.5):

$$y_n^* = \frac{Y_n^*}{1 + Y_n^*}; \quad (1.75)$$

$$y_k^* = \frac{Y_k^*}{1 + Y_k^*}. \quad (1.76)$$

После вычисления Δy_n и Δy_k по формулам (1.73) и (1.74) соответственно (определения графическим методом) величины их сопоставляют. Если $0,5 < \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k} < 2$, то среднюю движущую силу рассчитывают по формуле

$$\Delta y_{cp} = 0,5(\Delta y_n + \Delta y_k). \quad (1.77)$$

При невыполнении указанного в предыдущем абзаце условия

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{\ln \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k}}. \quad (1.78)$$

Точные расчеты средней движущей силы массопередачи по газовой фазе проводят, руководствуясь зависимостью

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}}. \quad (1.79)$$

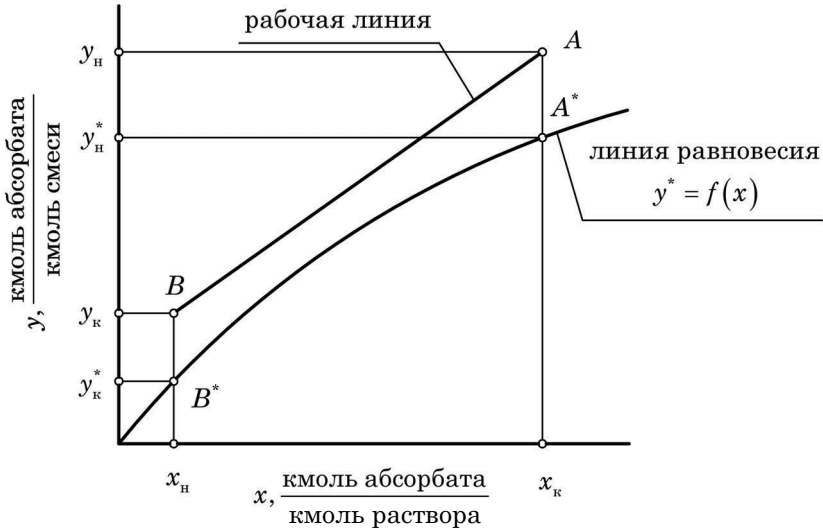


Рис. 1.9. К определению y_K^* и y_H^* и конечных движущих сил процесса по газовой фазе Δy_H (отрезок AA^*) и Δy_K (отрезок BB^*) в противоточном абсорбере

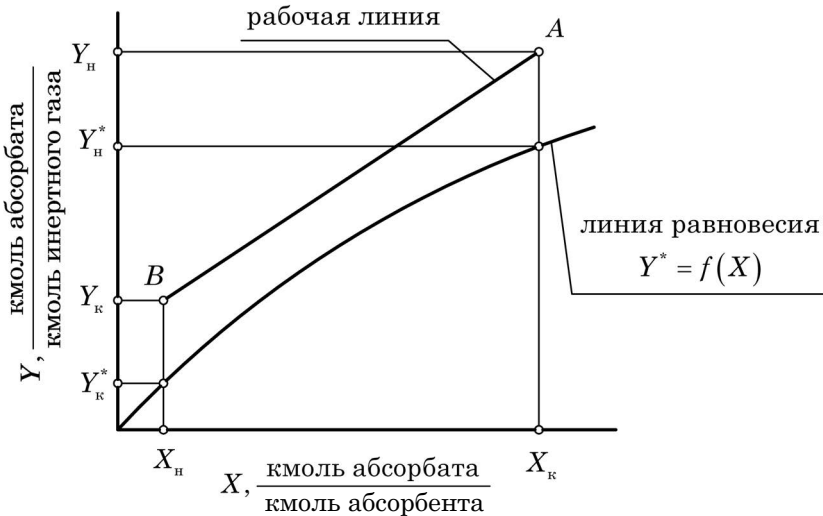


Рис. 1.10. К определению Y_K^* и Y_H^* и конечных движущих сил процесса по газовой фазе ΔY_H и ΔY_K в противоточном абсорбере

При нелинейном виде хотя бы одной из функций, описывающих равновесную и рабочую линии абсорбера, аналитическое определение значения интеграла, необходимого для расчета Δy_{cp} по формуле (1.79), затруднено или вообще невозможно. В таком случае значение указанного интеграла определяют графоаналитическим методом.

Для этого на масштабную x - y -диаграмму наносят равновесную $y^* = f(x)$ и рабочую $y = f(x)$ линии процесса (рис. 1.11).

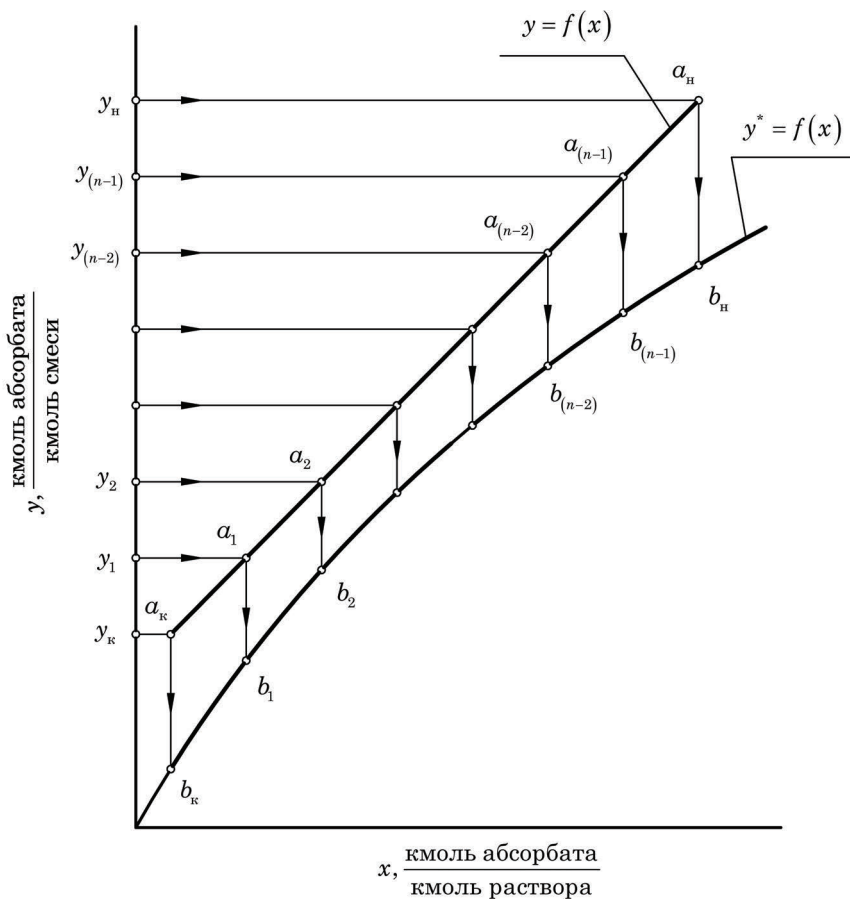


Рис. 1.11. Отображение текущих значений движущей силы по газовой фазе на x - y -диаграмме

Затем графически отображенный интервал изменения состава газовой фазы в аппарате делят на n участков. В приведенном на рисунке примере это интервал изменения молярных долей распределяемого компонента в газовой фазе от y_k до y_n . Для удобства последующих построений длину каждого из участков рекомендуется принимать равной $\delta y = \frac{y_n - y_k}{n}$. На ось ординат дополнительно к точкам с координатами y_k и y_n наносят точки $y_1, y_2, \dots, y_{(n-1)}$ с координатами $y_1 = y_k + \delta y, y_2 = y_k + 2\delta y, \dots, y_{(n-1)} = y_k + (n-1)\delta y$ соответственно. Через точки $y_k, y_1, \dots, y_{(n-1)}, y_n$ проводят горизонталы до пересечения с рабочей линией и получают на ней точки $a_k, a_1, \dots, a_{(n-1)}$ и a_n соответственно. Затем из точек $a_k, a_1, \dots, a_{(n-1)}$ и a_n проводят вертикали до пересечения с линией равновесия, на которой отмечают точки $b_k, b_1, \dots, b_{(n-1)}, b_n$. Вертикальные отрезки между рабочей и равновесной линией – графические отображения текущих движущих сил массообмена в газовой фазе $\Delta y = y - y^*$. Поэтому для определения значения интеграла $\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}$ по точкам строят график зависимости $\frac{1}{y - y^*} = f(y)$, как это показано на рис. 1.12.

При построении графика, изображенного на рис. 1.12, предварительно вычисляют значения величин $\frac{1}{y - y^*}$, взяв соответствующие величины $y - y^*$ из графика, показанного на рис. 1.11. На рис. 1.12 вертикальные отрезки $y_k b_{y_k}, y_1 b_{y_1}, \dots, y_{(n-1)} b_{y_{(n-1)}}, y_n b_{y_n}$ соответствуют значениям $\frac{1}{y_k - y_k^*}, \frac{1}{y_1 - y_1^*}, \dots, \frac{1}{y_{(n-1)} - y_{(n-1)}^*}, \frac{1}{y_n - y_n^*}$.

Из рис. 1.12 определяют площадь криволинейной трапеции S_y, m^2 , ограниченной вертикалями y_k и y_n , графиком функции $\frac{1}{y - y^*} = f(y)$ и осью абсцисс.

В итоге вычисляют значения интеграла:

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = S_y m_y m_{1/(y-y^*)}, \quad (1.80)$$

где m_y – масштабный коэффициент для оси значений y ,
кмоль абсорбата

$\frac{\text{кмоль смеси}}{\text{м}}$; $m_{1/(y-y^*)}$ – масштабный коэффициент для оси зна-

чений $\frac{1}{y - y^*}$, $\frac{\text{кмоль смеси}}{\text{кмоль абсорбата}}$.

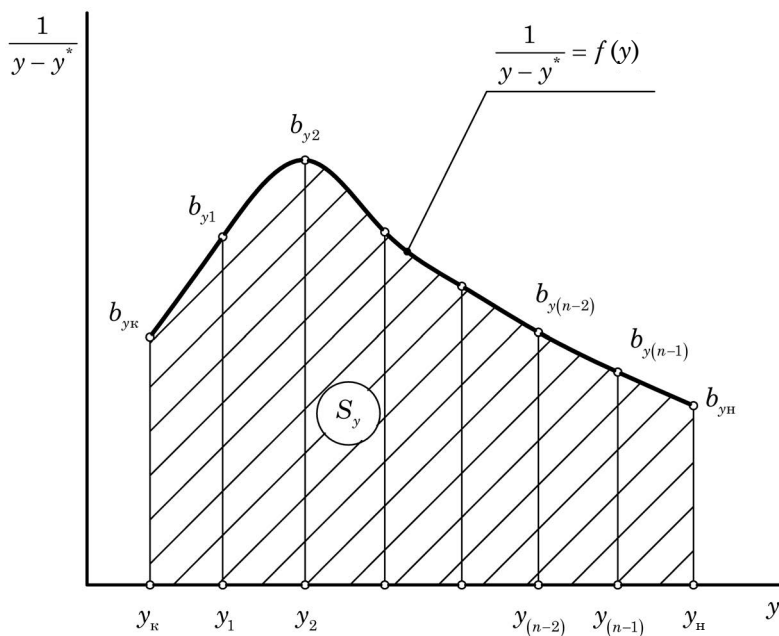


Рис. 1.12. К графическому определению интеграла $\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}$

После вычислений по формуле (1.80) проводят расчет $\Delta y_{\text{ср}}$ по формуле (1.79).

При нелинейном виде уравнений равновесной и рабочей линий для определения средней движущей силы процесса абсорбции можно также воспользоваться графоаналитическим методом Симпсона [10, 11]. Он достаточно точен и по сравнению с графическим интегрированием проще и менее трудоемок.

По этому методу, после построения на x - y -диаграмме равновесной $y^* = f(x)$ и рабочей $y = f(x)$ линий процесса, находят концевые движущие силы Δy_n и Δy_k по формулам (1.73) и (1.74) соответственно. Затем найденные значения концевых движущих сил сопоставляют.

Если $0,167 < \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k} < 6$, то отрезок рабочей линии AB делят на два равных участка $AC = CB$ (рис. 1.13) и дополнительно находят движущую силу процесса $\Delta y_c = y_c - y_c^*$ в точке C . Средняя движущая сила процесса в этом случае

$$\Delta y_{cp} = \frac{6}{\frac{1}{\Delta y_n} + \frac{4}{\Delta y_c} + \frac{1}{\Delta y_k}}. \quad (1.81)$$

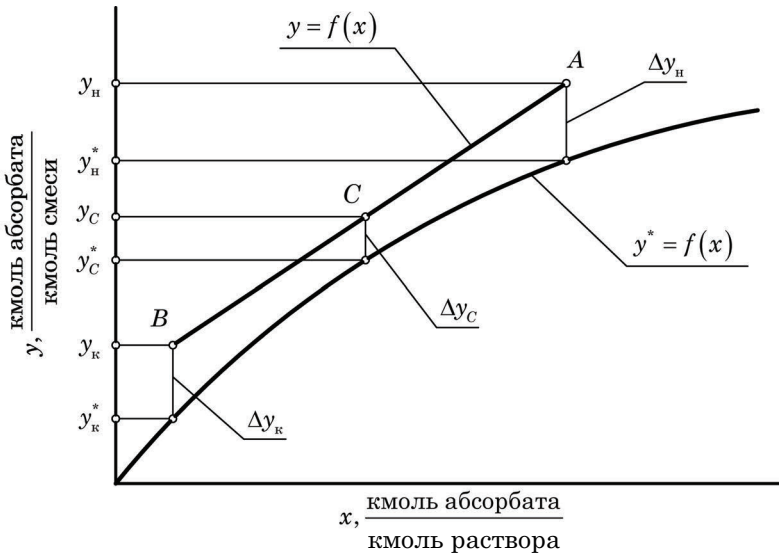


Рис. 1.13. К определению Δy_{cp} по методу Симпсона с разбиением рабочей линии на два участка

При невыполнении указанного в предыдущем абзаце условия отрезок рабочей линии AB делят на четыре равных участка $AC = CD = DE = EB$ (рис. 1.14) и дополнительно находят движущие силы процесса в точках C, D и E ($\Delta y_C = y_C - y_C^*$; $\Delta y_D = y_D - y_D^*$; $\Delta y_E = y_E - y_E^*$). Средняя движущая сила процесса в таком случае рассчитывается по формуле

$$\Delta y_{cp} = \frac{12}{\frac{1}{\Delta y_n} + 4 \left(\frac{1}{\Delta y_C} + \frac{1}{\Delta y_E} \right) + \frac{2}{\Delta y_D} + \frac{1}{\Delta y_k}}. \quad (1.82)$$

Разбивка отрезка AB на еще большее число участков сильно усложняет расчет Δy_{cp} , при этом значительное повышение точности не достигается.

1.5.1.5. Поверхность взаимодействия фаз F , m^2 , необходимую для осуществления процесса в насадочном абсорбере (ее еще называют активной поверхностью насадки), рассчитывают, используя основное уравнение массопередачи

$$F = \frac{M}{K_y \Delta y_{cp}}. \quad (1.83)$$

1.5.1.6. Расчетная поверхность насадки F_n , m^2 , связана с активной поверхностью зависимостью

$$F_n = \frac{F}{\psi_e}, \quad (1.84)$$

где ψ_e — доля активной поверхности насадки.

В монографии [11] показано, что неправомерно приравнивать значение ψ_e к величине коэффициента смачивания насадки ψ_w , т. е. к доле поверхности насадки покрытой жидкостью в абсорбере. Можно принимать $\psi_e \approx \psi_w$ лишь при условии, что плотность орошения больше ее величины U_{min} , $m^3/(m^2 \cdot c)$, при которой обеспечивается полное смачивание поверхности насадки жидкостью. Значение U_{min} в наибольшей мере зависит от удельной поверхности насадки a и рассчитывается по уравнению

$$U_{min} = a q_{эф}, \quad (1.85)$$

где $q_{эф}$ — эффективная линейная плотность орошения, m^2/c .

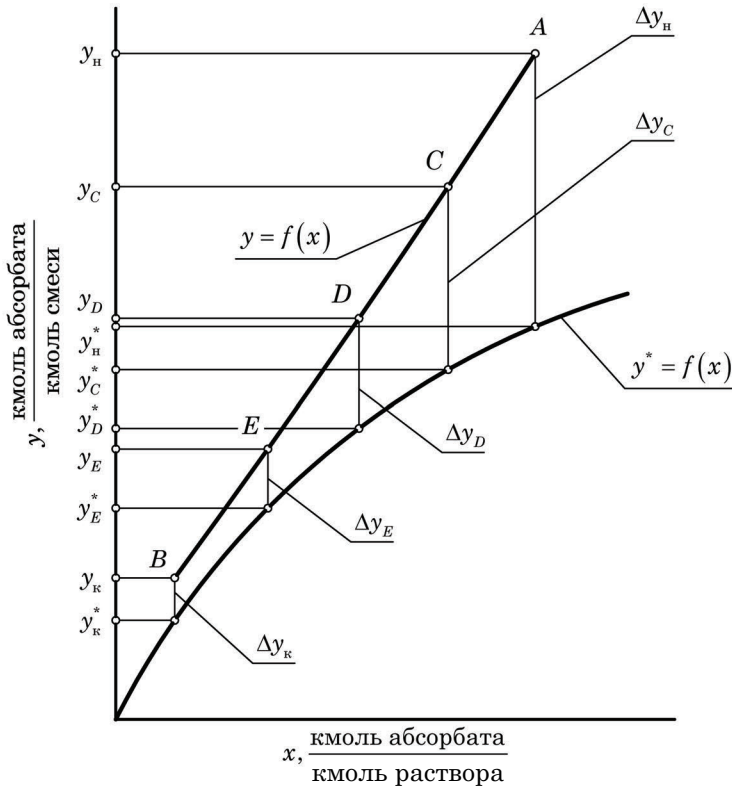


Рис. 1.14. К определению Δy_{cp} по методу Симпсона с разбиением рабочей линии на четыре участка

По рекомендациям Морриса и Джексона [10, 11] следует принимать $q_{эф} = 2,2 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ для всех типов насадок, кроме колец размером более 75 мм и хордовых насадок с шагом более 50 мм. Для последних $q_{эф} = 3,3 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$.

Если по формуле (1.85) получено значение $U_{min} < U$, то расчет ψ_e не проводят. В таком случае значение ψ_e принимают от 0,90 до 0,95. То, что $\psi_e < 1$, учитывает наличие зон в насадке, не участвующих в массообмене, например площадок взаимного контакта насадочных тел. Если же $U_{min} > U$, то следует провести расчет (определение) ψ_e . При этом для различных типов и размеров насадок

необходимо использовать различные зависимости. Для колец Рашига и Палля внавал (размер насадочных тел от 35 до 50 мм) Рамм и Гиндельблат рекомендуют формулу

$$\Psi_e = \frac{3600U}{a(p + 3600qU)}, \quad (1.86)$$

где p и q – коэффициенты, значения которых зависят от типа и размера насадки (приведены в табл. 1.4).

Таблица 1.4

Значения коэффициентов для расчета Ψ_e по формуле (1.86)

Тип насадки	Диаметр, мм	p	q
Кольца Рашига	25	0,0367	0,0086
То же	50	0,0240	0,0120
Кольца Палля	50	0,0210	0,0116

Для кольцевых и седловидных насадок размером от 12,5 до 25 мм Ψ_e рекомендуется рассчитывать по формуле Хикита

$$\Psi_e = \bar{A} W_x^{-0,455} (1000\sigma_x)^{-\bar{m}}, \quad (1.87)$$

где $\bar{A}$ и $\bar{m}$ – коэффициенты; W_x – массовая скорость жидкости, кг/(м²·с); σ_x – поверхностное натяжение жидкой фазы, Н/м.

Коэффициент $\bar{m}$ рассчитывают следующим образом:

$$\bar{m} = b(100d_n)^{-\bar{p}}, \quad (1.88)$$

где b и $\bar{p}$ – коэффициенты, значения которых зависят от типа насадки; d_n – номинальный размер насадки (для колец – диаметр), м.

Значения коэффициентов A , b и $\bar{p}$ приведены в табл. 1.5.

Таблица 1.5

Коэффициенты для расчета Ψ_e по формулам (1.87) и (1.88)

Тип насадки	$\bar{A}$	b	$\bar{p}$
Кольцевая	2,260	0,830	0,48
Седловидная	0,767	0,495	0,98

Массовую скорость W_x рассчитывают по формуле

$$W_x = U \rho_x. \quad (1.89)$$

Значение ψ_e можно также определить по графикам [10], изображенным на рис. 1.15. Следует обратить внимание, что на этом рисунке значения U приведены в расчете на часовую, а не секундный расход жидкости ($1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) = 3600 \text{ м/ч}$).

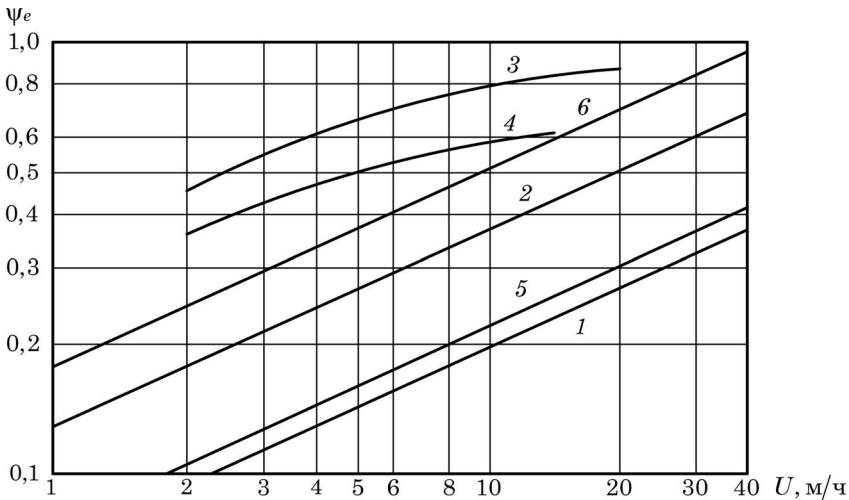


Рис. 1.15. Зависимость ψ_e от U для различных насадок, загруженных внавал:

- 1 – кольца размером 15 мм; 2 – то же, 25 мм; 3 – то же, 50 мм;
 4 – кольца Палля размером 50 мм;
 5 – седла Берля размером 15 мм; 6 – то же, 25 мм

После вычисления F_n по формуле (1.84) определяют расчетный объем насадки, загружаемой в абсорбер V_n , м^3 , по формуле

$$V_n = \frac{F_n}{a}. \quad (1.90)$$

1.5.1.7. Расчетная высота слоя насадки вычисляется по формуле

$$H_{np} = \frac{4V_n}{\pi D^2}. \quad (1.91)$$

1.5.1.8. Расчетная высота слоя насадки в абсорбере может быть определена через общее число единиц переноса (ЧЕП) по газовой фазе n_{oy} и высоту единицы переноса (ВЕП) по этой же фазе h_{oy} , м, по формуле

$$H_{np} = h_{oy} n_{oy}. \quad (1.92)$$

Значение h_{oy} рассчитывают по зависимости

$$h_{oy} = h_y + \frac{h_x}{A}, \quad (1.93)$$

где h_y и h_x – частные высоты единиц переноса в газовой и жидкой фазах соответственно, м; A – абсорбционный фактор.

Величина A вычисляется в зависимости от соотношения молярных нагрузок по фазам L/G и коэффициента распределения вещества m (см. подпункт 1.5.1.3 настоящего раздела) по формуле

$$A = \frac{L}{Gm}. \quad (1.94)$$

При расчете абсорбционного фактора допускается молярные расходы жидкой и газовой фаз заменять на молярные расходы чистого поглотителя и инертного газа соответственно.

Частные ВЕП в газовой и жидкой фазах для абсорберов с насадкой, засыпанной внавал, рекомендуется рассчитывать по критериальным уравнениям [10]:

$$h_y = 0,615 d_s \text{Re}_y^{0,345} (\text{Pr}'_y)^{0,67}; \quad (1.95)$$

$$h_x = 119 \delta_{np} \text{Re}_x^{0,25} (\text{Pr}'_x)^{0,5}. \quad (1.96)$$

Примечание. Указания по расчету $\text{Re}_y, \text{Re}_x, \text{Pr}'_y, \text{Pr}'_x, \delta_{np}$ приведены в подпункте 1.5.1.2 настоящего раздела.

В литературе содержатся и другие зависимости для расчета h_y и h_x . Например, И. А. Александров [28] рекомендует их величины рассчитывать по уравнениям О'Коннелла.

Значение n_{oy} определяют по формуле [10, 11]

$$n_{oy} = \frac{Y_n - Y_k}{\Delta y_{cp}}. \quad (1.97)$$

После замены Y_n и Y_k на y_n и y_k соответственно формула (1.97) приобретает вид

$$n_{oy} = \frac{y_n - y_k}{(1 - y_n)(1 - y_k)\Delta y_{cp}}. \quad (1.98)$$

При невысоком содержании абсорбата в исходной газовой смеси ($y_n < 0,05 \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}$) допускается проводить расчет n_{oy} по формулам:

$$n_{oy} = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}}; \quad (1.99)$$

$$n_{oy} = \frac{Y_n - Y_k}{\Delta Y_{cp}}. \quad (1.100)$$

Примечание. Указания по расчету $\Delta y_{cp}, \Delta Y_{cp}$ изложены в подпункте 1.5.1.4 данного раздела.

Для определения n_{oy} также может быть использован графический метод Бейкера с применением x - y -диаграммы [10, 11, 16], необходимые построения для которого представлены на рис. 1.16 и рис. 1.17.

По данному методу на x - y -диаграмме (рис. 1.16) изображают рабочую $y = f(x)$ и равновесную $y^* = f^*(x)$ линии процесса. Затем между ними проводят вертикальные отрезки $a_1b_1, a_2b_2, \dots$, расположив их равномерно в интервале от x_n до x_k включительно. Рекомендуется выполнить не менее пяти отрезков. Полученные отрезки делят пополам и через их центры (точки $c_1, c_2, \dots$) проводят линию MN , так называемую среднюю (медианную). Дальнейшие построения представлены на рис. 1.17. Из точки B проводят горизонтальный отрезок BE , равный удвоенному отрезку BD , где D – точка пересечения горизонтали через точку B со средней линией MN . Из точки E проводят вертикаль EF до пересечения с рабочей линией. Ступенька BEF отображает изменение составов фаз в пределах единицы переноса по газовой фазе на участке рабочей линии BF . Описанным выше способом строят взаимосвязанные ступеньки $BEF, FHJ, \dots$ вплоть до точки A рабочей линии (при этом $BE = 2BD, FH = 2FG, \dots$) и определяют их число – ЧЕП по газовой фазе.

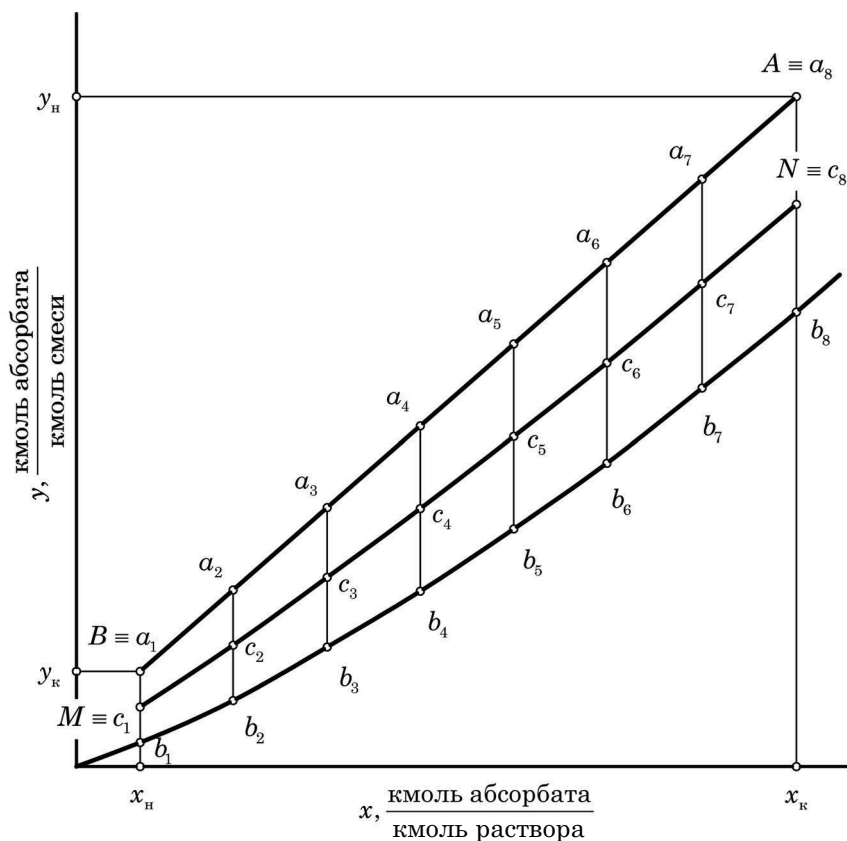


Рис. 1.16. Построение средней линии к определению ЧЕП графическим методом

Дробную часть ЧЕП определяют отношением отрезка AQ к вертикальному отрезку RS , проведенному через середину основания неполной ступеньки OQA , как показано на рис. 1.17.

Метод Бейкера применим с достаточной точностью, если на участке, соответствующем одной ступеньке, рабочая и равновесная линии имеют малую кривизну.

1.5.1.9. Расчетная высота насадки в абсорбере через число теоретических тарелок ($ЧТТ$) N_t , штук, и высоту слоя насадки, экви-

валентного теоретической тарелке (ВЭТТ) h_3 , м, определяется по зависимости

$$H_{\text{нр}} = N_{\text{т}} h_3. \quad (1.101)$$

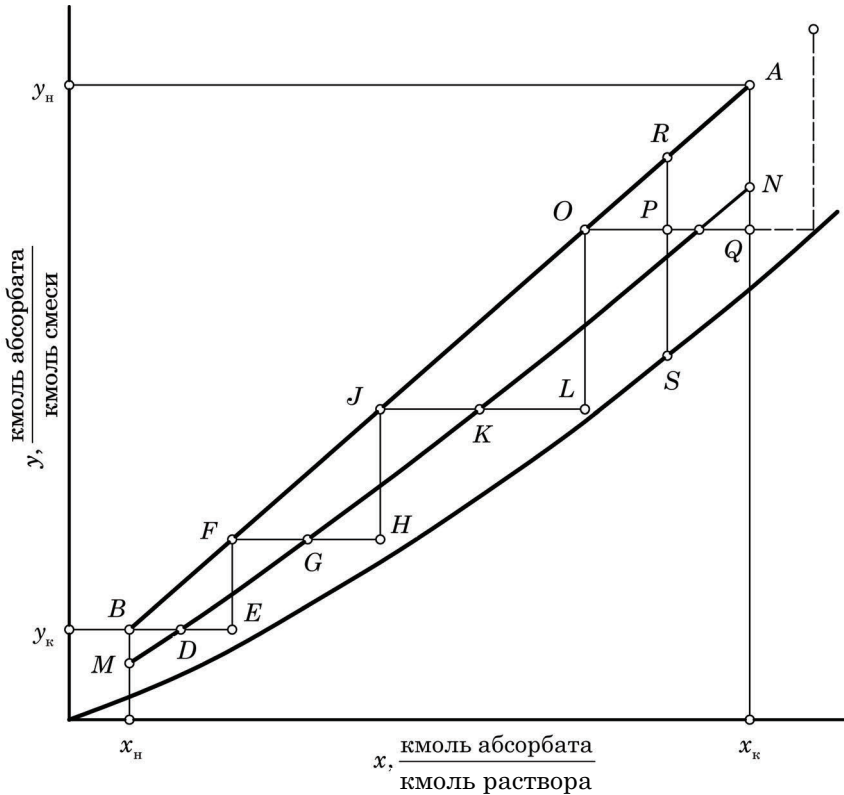


Рис. 1.17. Определение ЧЭП графическим методом

Наиболее простым методом определения $N_{\text{т}}$ является графический. При этом используется x - y -диаграмма с выполненными на ней рабочей $y = f(x)$ и равновесной $y^* = f(x)$ линиями (рис. 1.18).

Вертикальный отрезок Aa между рабочей и равновесной линиями показывает изменение состава газовой фазы на первой теоретической тарелке, считая от входа этой фазы в абсорбер. Горизонтальный отрезок Ca показывает изменение состава жидкой фазы

на этой же тарелке. Таким образом, ломаная линия AaC (ступенька) характеризует изменение состава обеих фаз на первой теоретической тарелке. Для определения N_T взаимосвязанные ступеньки вписываются между рабочей и равновесной линиями на всем протяжении рабочей линии, т. е. от y_n до y_k . Число ступенек соответствует N_T , причем значение N_T может быть дробным. В представленном примере $N_T \approx 4,3$. Дробная часть теоретической ступени определена как отношение отрезков $\frac{Km}{Kk} \approx 0,3$.

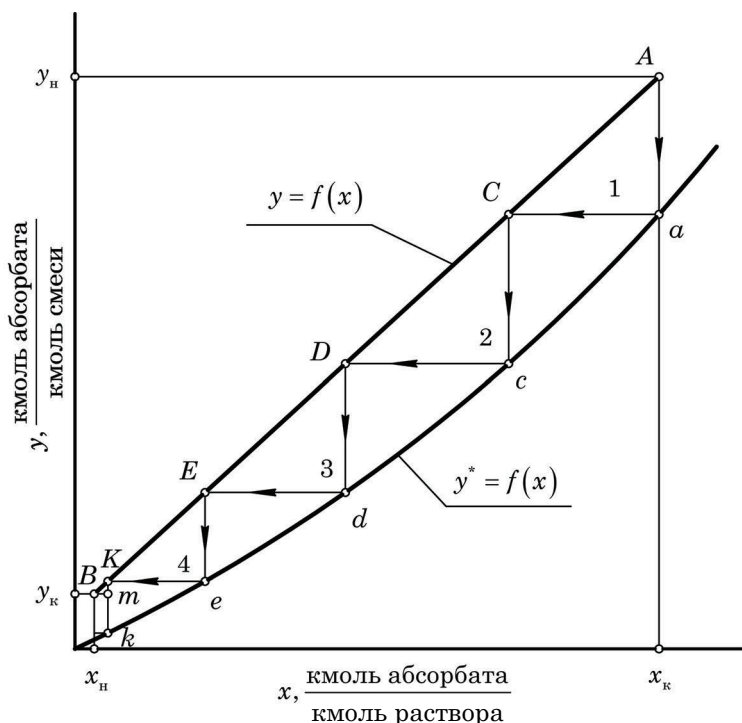


Рис. 1.18. Определение числа теоретических тарелок графическим путем

Описанные в литературе [10, 11, 14, 26] аналитические методы определения N_T достаточно просты в применении лишь в том случае, если рабочая и равновесная линии являются прямыми.

Значение h_a для абсорберов с насадкой, загруженной внавал, можно рассчитать по формуле В. В. Кафарова [26]:

$$h_a = \frac{48\varepsilon}{a} \left(\frac{w_y \rho_y}{\mu_y a} \right)^{0,2} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_x}{\rho_y} \right)^{0,225} \left(\frac{\mu_y}{\mu_x} \right)^{0,045} \frac{A}{A-1} \lg A. \quad (1.102)$$

Примечание. Значение A рассчитывают по формуле (1.94).

1.5.2. Расчет высоты контактной части насадочного абсорбера

1.5.2.1. Контактная часть насадочного абсорбера царгового исполнения при его диаметре 0,4, 0,6 или 0,8 м [30] может состоять из одной или нескольких царг (см. рис. 1.19 и 1.20). Количество царг и, соответственно, слоев насадки в абсорбере определяется исходя из расчетной высоты слоя насадки в нем $H_{\text{нр}}$, м. При этом высота одного слоя насадки $l_{\text{сл}}$, м, из условия нормального распределения жидкой и газовой фаз в нем, как правило, не должна превышать $4D$. Для определения необходимого числа слоев насадки $Z_{\text{сл}}$ следует произвести расчет $H_{\text{нр}}$, порядок которого изложен ниже.

Вычисляют предельно допустимую высоту одного слоя насадки $l_{\text{сл}}^*$, м:

$$l_{\text{сл}}^* = 4D. \quad (1.103)$$

Если $l_{\text{сл}}^* > H_{\text{нр}}$, то принимают один слой насадки ($Z_{\text{сл}} = 1$). Действительную высоту слоя насадки $l_{\text{сл}}$ выбирают из ряда размеров: 1; 1,5; 2; 2,5 м.

При этом должно быть выполнено условие: $l_{\text{сл}} > H_{\text{нр}}$.

При $H_{\text{нр}} > l_{\text{сл}}^*$ из ряда нормальных размеров в соответствии с указаниями, изложенными в предыдущем абзаце, выбирают $l_{\text{сл}}$. Затем проводят расчет необходимого числа слоев по формуле

$$Z_{\text{сл}} = \frac{H_{\text{нр}}}{l_{\text{сл}}}. \quad (1.104)$$

Значение $Z_{\text{сл}}$ округляют в большую сторону до целого, а после этого рассчитывают действительную общую высоту насадки в абсорбере $H_{\text{н}}$, м, следующим образом:

$$H_{\text{н}} = Z_{\text{сл}} l_{\text{сл}}. \quad (1.105)$$



1 – обечайка царги; 2 и 3 – фланцы царги; 4 – опорно-распределительная решетка; 5 – слой насадки; 6 – распределительная тарелка;
7 – куб; 8 – сепарационная царга;
В – штуцер входа свежего поглотителя

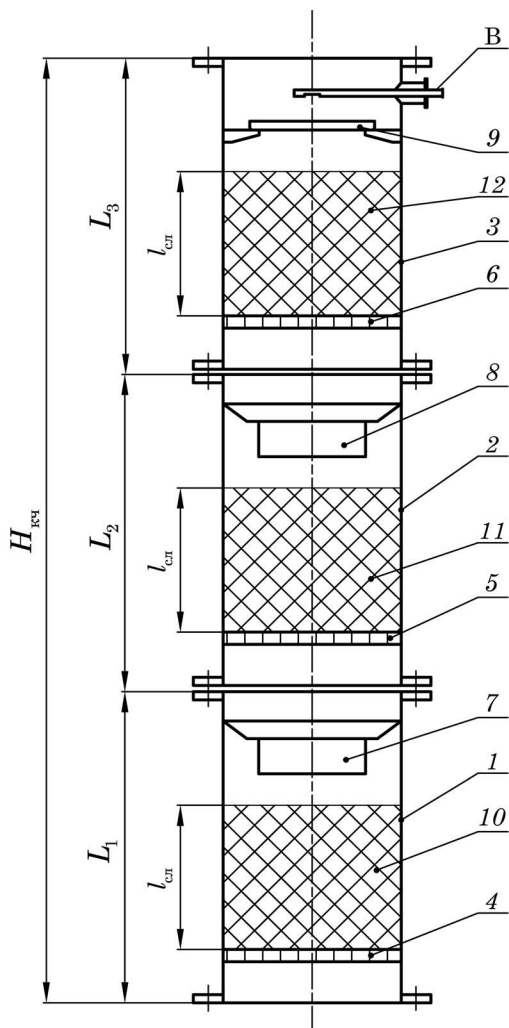


Рис. 1.20. Контактная часть насадочного абсорбера, состоящая из нескольких царг:

- 1, 2, 3 – нижняя, средняя и верхняя царги соответственно;
 4–6 – опорно-распределительные решетки; 7 и 8 – перераспределительные тарелки; 9 – распределительная тарелка;
 10–12 – слои насадки; В – штуцер входа свежего поглотителя

Высоты нижней, средней (при $Z_{\text{сл}}$ три и более) и верхней царг L_1, L_2 и L_3 , м, соответственно рассчитываются по формулам:

$$L_1 = l_{\text{сл}} + \Delta L_1; \quad (1.106)$$

$$L_2 = l_{\text{сл}} + \Delta L_2; \quad (1.107)$$

$$L_3 = l_{\text{сл}} + \Delta L_3, \quad (1.108)$$

где $\Delta L_1, \Delta L_2, \Delta L_3$ – размеры, определяемые по каталогу [30], м.

Значения $\Delta L_1, \Delta L_2, \Delta L_3$ зависят от D и приведены в табл. 1.6.

Таблица 1.6

**Некоторые конструктивные размеры царг
колонных насадочных абсорберов, м**

Внутренний диаметр абсорбера (царги) D	ΔL_1	ΔL_2	ΔL_3
0,4	0,80	0,85	0,94
0,6	0,95	1,000	0,94
0,8	1,00	1,050	0,94

Из вышеизложенного следует, что для насадочного абсорбера царгового исполнения при $Z_{\text{сл}} = 1$ высота контактной части корпуса $H_{\text{кч}} = L_3$, при $Z_{\text{сл}} = 2$

$$H_{\text{кч}} = L_1 + L_3, \quad (1.109)$$

а при $Z_{\text{сл}} \geq 3$

$$H_{\text{кч}} = L_1 + L_3 + L_2(Z_{\text{сл}} - 2). \quad (1.110)$$

1.5.2.2. Контактная часть цельносварного насадочного абсорбера при его диаметре от 1 до 2,8 м включительно [30] в зависимости от $H_{\text{нр}}$ может иметь один или несколько слоев насадки. Для данных абсорберов нормализованный ряд высот слоев насадки $l_{\text{сл}}$ следующий: 2, 3, 4, 5, 6, 7 и 8 м. При этом предельно допустимую высоту одного слоя $l_{\text{сл}}^*$ определяют также из условия, рассчитываемого по зависимости (1.103). При необходимости выполнения одного слоя насадки ($l_{\text{сл}}^* > H_{\text{нр}}$) высота контактной части абсорбера рассчитывается по формуле

$$H_{\text{кч}} = l_{\text{сл}} + l_{\text{т}} + l_0, \quad (1.111)$$

где l_t – расстояние от верхней поверхности слоя насадки до распределительной тарелки, м; l_0 – высота опорной решетки под насадку, м.

Значение l_{cl} выбирают из нормализованного ряда, округляя H_{np} в большую сторону. По рекомендациям, изложенным в каталоге [30], $l_t = 0,5$ м. Величину l_0 следует принимать равной 0,05 м.

При $H_{np} > l_{cl}^*$ так же, как и для абсорбера царгового исполнения, определяют число слоев насадки Z_{cl} и общую высоту слоя насадки H_n (см. формулы (1.104) и (1.105) и комментарии к ним). Схемы контактных частей цельносварных абсорберов с одним и несколькими слоями насадки показаны на рис. 1.21 и 1.22 соответственно. Высота контактной части цельносварного абсорбера при $Z_{cl} \geq 2$ определяется по формуле

$$H_{кч} = Z_{cl} (l_{cl} + l_0) + (Z_{cl} - 1)l_4 + l_t, \quad (1.112)$$

где l_4 – расстояние между слоями насадки, м.

Величина l_4 в зависимости от внутреннего диаметра абсорбера D выбирается по табл. 1.7 [30].

Таблица 1.7

**Некоторые конструктивные размеры
цельносварных насадочных абсорберов, м**

D	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	2,2	2,4	2,6	2,8
l_4	1,215			1,325	1,425			1,545	1,580	

1.5.3. Расчет числа тарелок абсорбера

Число тарелок абсорбера (действительных тарелок) N может быть рассчитано при использовании различных методик. Наиболее широкое распространение из них получили расчеты:

– через определение коэффициента массопередачи по газовой фазе, отнесенного к единице рабочего сечения тарелки, K_{yf} ,

$\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}}$, и общую рабочую поверхность тарелок $F_{от}$, м^2 ;

– число единиц переноса по газовой фазе на одной тарелке N_{oy} и общее число единиц переноса n_{oy} в абсорбере;

– определение ЧТТ N_t и средней эффективности тарелок.

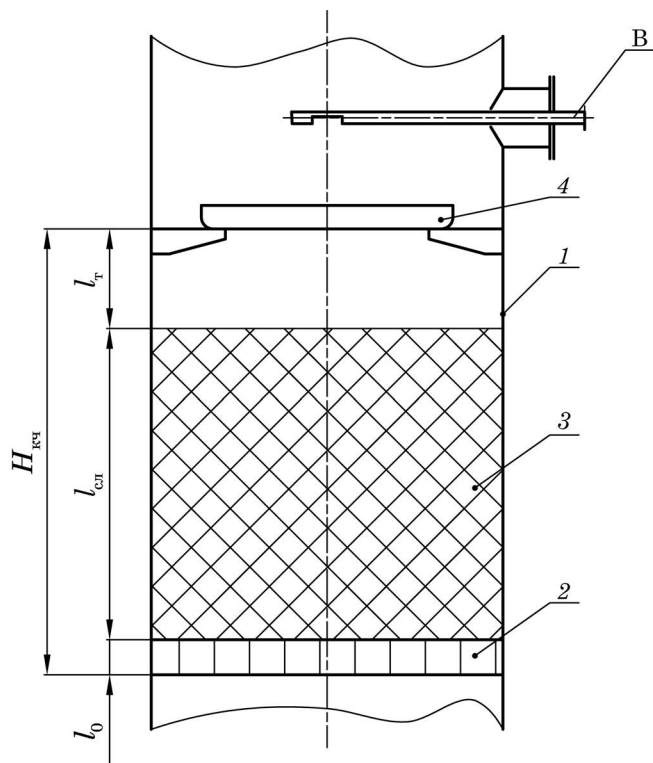


Рис. 1.21. Схема контактной части цельносварного абсорбера с одним слоем насадки:

1 – обечайка корпуса; 2 – опорная решетка; 3 – слой насадки; 4 – распределительная тарелка; В – штуцер входа свежего поглотителя

1.5.3.1. Коэффициент массопередачи K_{yf} рассчитывают по формуле

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}, \quad (1.113)$$

где β_{yf} – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, отнесенный к единице рабочего сечения (поверхности) тарелки, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}}$;

β_{xf} – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, отнесенный к единице рабочего сечения тарелки, $\frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль абсорбата}}{\text{кмоль смеси}}}$.

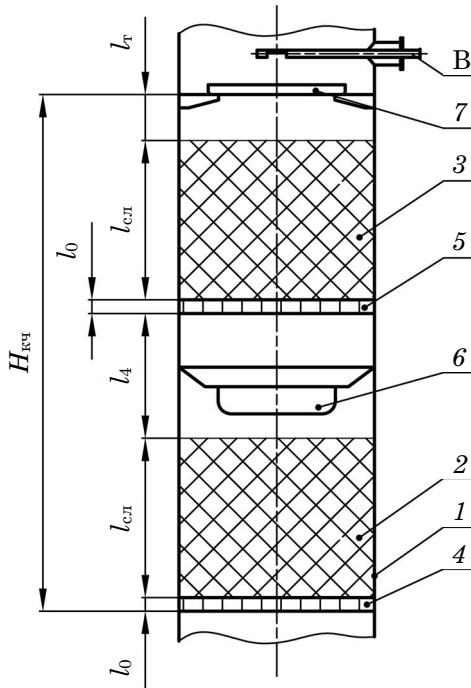


Рис. 1.22. Схема контактной части цельносварного абсорбера с несколькими слоями насадки:

1 – обечайка корпуса; 2 и 3 – слои насадки; 4 и 5 – опорные решетки;
6 – перераспределительная тарелка; 7 – распределительная тарелка;
В – штуцер входа свежего поглотителя

Определение коэффициента распределения вещества по фазам m описано выше в подпункте 1.5.1.3 настоящего раздела. Для барботажных тарелок всех типов (ситчатых, клапанных, колпачковых, провальных) при расчетах β_{yf} и β_{xf} в пособии [19] рекомендованы следующие зависимости:

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \frac{\rho_y}{M_y} \left(D_y \frac{w_{yt}}{\varepsilon_{\Pi}} \cdot \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} f_{\text{св}} h_0; \quad (1.114)$$

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 \frac{\rho_x}{M_x} \left(D_x \frac{U}{1 - \varepsilon_{\Pi}} \cdot \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} h_0, \quad (1.115)$$

где w_{yt} – скорость газовой фазы в расчете на рабочее сечение тарелки, м/с; ε_{Π} – относительное объемное газосодержание пены на тарелке, м³/м³; $f_{\text{св}}$ – относительное свободное сечение тарелки, м²/м²; h_0 – высота светлого слоя жидкости на тарелке, м.

Внимание! При использовании уравнений (1.114) и (1.115) значения ε_{Π} , h_0 , U рассчитывают через расходы фаз, отнесенные к рабочему сечению тарелки S_t , а не к полному сечению колонны S . При этом величины фактора газовой нагрузки F_s и числа Фруда Fr , необходимые для определения h_0 , ε_{Π} , также рассчитывают через расходы фаз, отнесенные к рабочему сечению тарелки.

В монографиях, справочной литературе, отдельных стандартах понятие рабочего сечения тарелки S_t трактуется неоднозначно. В соответствии с ГОСТ 16332 «Аппаратура колонная. Термины и определения» под рабочим сечением тарелки следует понимать площадь ее основания.

Значение S_t зависит от диаметра, типа и исполнения тарелки. Для отдельных типов и исполнений стандартизованных тарелок S_t представлено в соответствующих справочных таблицах, в т. ч. в приложении Б настоящего пособия. При отсутствии справочных данных по величине S_t его значение вычисляют по формуле

$$S_t = S(1 - 2 \cdot f_{\text{пер}}), \quad (1.116)$$

где $f_{\text{пер}}$ – относительное сечение перелива, м²/м².

Примечание. Для провальных тарелок $S_t = S$, следовательно, $w_{yt} = w_y$.

Расчет U ведут по формуле (1.37). Значения ρ_y , ρ_x , M_y , M_x , D_y , D_x , μ_y , μ_x принимают или вычисляют в соответствии с рекомендациями, изложенными в п. 1.4.1 и подпункте 1.5.1.2 настоящего раздела. Величина $f_{\text{св}}$ представляет отношение суммарной площади отверстий для прохода газа в тарелке к ее общей площади, которая

соответствует площади поперечного сечения колонны. Значение $f_{\text{св}}$ определяют в зависимости от типа тарелки (ситчатая, решетчатая и т. п.) и ее геометрических параметров (диаметр, длина сливного порога, шаг и размер отверстий и т. д.) по справочному приложению Б настоящего пособия либо по иным справочным и методическим материалам [19]. Высота светлого слоя жидкости в общем случае определяется по зависимости

$$h_0 = (1 - \varepsilon_{\text{п}}) h_{\text{п}}, \quad (1.117)$$

где $h_{\text{п}}$ – высота слоя пены на тарелке, м.

Для расчета h_0 на провальной тарелке (решетчатой, дырчатой) следует последовательно вычислить значение числа Фруда Fr и $h_{\text{п}}$, используя зависимости [19]:

$$Fr = 0,00128 B' \frac{\sigma_x^{0,2}}{(U^6 \mu_x^2 \rho_x)^{0,067}} \frac{\rho_x}{\rho_y}; \quad (1.118)$$

$$\varepsilon_{\text{п}} = 1 - \frac{0,21}{f_{\text{св}}^{0,5} Fr^{0,2}}, \quad (1.119)$$

где B' – коэффициент; σ_x – поверхностное натяжение жидкой фазы (абсорбента), Н/м.

Значение B' рассчитывают по формуле

$$B' = B \left(\frac{w_y}{w_p} \right)^2. \quad (1.120)$$

Значение B в формуле (1.120) должно соответствовать его величине, принятой при расчетах по формуле (1.48).

Для клапанных и ситчатых тарелок высота светлого слоя жидкости может быть определена по зависимости

$$h_0 = 0,787 q_L^{0,2} h_{\text{пер}}^{0,56} w_y^{0,05-4,6 h_{\text{пер}}} (1 - 0,31 e^{-110 \mu_x}) \left(\frac{\sigma_x}{\sigma_{\text{в}}} \right)^{0,09}, \quad (1.121)$$

где q_L – нагрузка по жидкости на перелив (линейная плотность орошения), м³/(м·с); $h_{\text{пер}}$ – высота сливного порога (планки), м; $\sigma_{\text{в}}$ – поверхностное натяжение воды при температуре 20°C, Н/м.

Значение q_L вычисляют по формуле

$$q_L = \frac{V_x}{L_c}, \quad (1.122)$$

где L_c – периметр (длина, ширина) сливного порога, м.

Величину L_c определяют по справочным таблицам [19], в т. ч. по справочному приложению Б настоящего пособия, в зависимости от диаметра, типа и исполнения тарелок. Значение $h_{\text{пер}}$ принимают в соответствии с рекомендациями нормативной документации, регламентирующей конструкцию и размеры колпачковых, клапанных и ситчатых тарелок. Величина $h_{\text{пер}}$ составляет, как правило, от 0,025 до 0,050 м. Шаг изменений $h_{\text{пер}}$ в указанном диапазоне 0,005 м.

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости можно определить в соответствии с рекомендациями Американского института инженеров-химиков по формуле [10, 11, 24]

$$h_0 = 0,0419 + 0,19h_{\text{пер}} - 0,0135F_S + 2,46q_L, \quad (1.123)$$

где F_S – фактор газовой нагрузки, Па^{0,5}.

Значение F_S вычисляется следующим образом:

$$F_S = w_y \sqrt{\rho_y}. \quad (1.124)$$

При расчетах колпачковых, ситчатых и клапанных тарелок Fr и ε_n определяют по следующим зависимостям:

$$\text{Fr} = \frac{w_y^2}{gh_0}; \quad (1.125)$$

$$\varepsilon_n = \frac{\text{Fr}^{0,5}}{1 + \text{Fr}^{0,5}}, \quad (1.126)$$

где g – ускорение свободного падения, м/с².

Для расчета β_{yf} и β_{xf} в абсорберах с колпачковыми тарелками в справочнике [23] и монографии [33] рекомендуют использовать следующие формулы:

$$\beta_{yf} = 4,47 \cdot 10^{-4} w_y^{1,32} \Delta P_x; \quad (1.127)$$

$$\beta_{xf} = 3,37 \cdot 10^{-3} w_y^{0,79} \Delta P_x, \quad (1.128)$$

где ΔP_x – гидравлическое сопротивление тарелки, обусловленное наличием жидкости на ней, Па.

Величина ΔP_x может быть рассчитана как

$$\Delta P_x = \Delta P_{\tau} - \Delta P_{\text{сух}} \quad (1.129)$$

или

$$\Delta P_x = \Delta P_{\text{гж}} + \Delta P_{\sigma}, \quad (1.130)$$

где ΔP_{τ} и $\Delta P_{\text{сух}}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой и сухой тарелок соответственно, Па; $\Delta P_{\text{гж}}$ и ΔP_{σ} – гидравлическое сопротивление, обусловленное газожидкостным слоем на тарелке и поверхностным натяжением жидкости соответственно, Па.

Для колпачковой тарелки при полном открытии щелей (прорезей) колпачка гидравлическое сопротивление, обусловленное газожидкостным слоем, определяется по зависимости

$$\Delta P_{\text{гж}} = \rho_x g [h_0 - 0,5h_{\text{щ}}(1 - \varepsilon_{\text{п}})], \quad (1.131)$$

где $h_{\text{щ}}$ – высота прорезей (щелей) в стенке колпачка, м.

При использовании формулы (1.131) h_0 и $\varepsilon_{\text{п}}$ рассчитывают в соответствии с (1.123) и (1.126). Для стандартных колпачков с трапециевидной формой щелей $h_{\text{щ}}$ составляет 0,015, 0,020 или 0,030 м.

Величину ΔP_{σ} для всех типов барботажных тарелок (провальных, колпачковых, ситчатых, клапанных) рассчитывают по формуле

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma_x}{d_s}, \quad (1.132)$$

где d_s – эквивалентный диаметр отверстий или щелей для прохода газа, м.

При круглых отверстиях (дырчатые провальные и ситчатые тарелки) $d_s = d_o$, где d_o – диаметр отверстий, м. Для колпачковых тарелок $d_s = 2b_{\text{щ}}$, где $b_{\text{щ}}$ – ширина щели для прохода газа в стенке колпачка, м. При трапециевидной форме щелей в стенке колпачка берется их средняя ширина: $b_{\text{щ}} \approx 0,0054$ м ($h_{\text{щ}} = 0,015$ м), $b_{\text{щ}} \approx 0,0058$ м ($h_{\text{щ}} = 0,020$ м) и $b_{\text{щ}} \approx 0,0066$ м ($h_{\text{щ}} = 0,030$ м). Схемы прямоугольной и трапециевидной щелей колпачков изображены на рис. 1.23. Для клапанных тарелок при полностью открытых клапанах $d_s = 2h_{\kappa}$, где h_{κ} – максимальная высота подъема клапана, м. Величину h_{κ} следует принимать: для прямоугольных клапанов 0,008 м; для круглых клапанов 0,014 м.

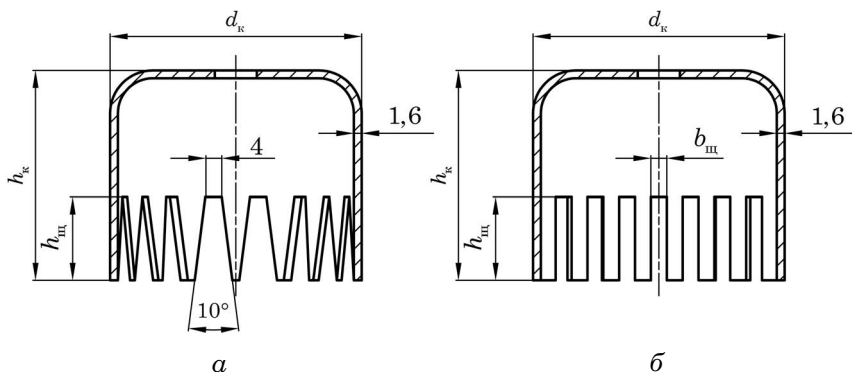


Рис. 1.23. Капсульные колпачки с различным исполнением щелей:

а – щели трапециевидные; *б* – щели прямоугольные;

$h_{щ}$ – высота щели (15, 20 или 30 мм). Рекомендуемый размер $b_{щ} = 3$ мм

Для расчета β_{yf} и β_{xf} в абсорберах с ситчатыми тарелками можно использовать следующие формулы [23, 33]:

$$\beta_{yf} = 3,03 \cdot 10^{-4} w_y^{0,76} \Delta P_x; \quad (1.133)$$

$$\beta_{xf} = \frac{3,37 \cdot 10^{-3} \Delta P_x}{1,95 w_y - 0,41}. \quad (1.134)$$

При применении формул (1.133) и (1.134) ΔP_x рассчитывают по зависимости (1.130). Сопротивление газожидкостного слоя для ситчатых, а также провальных и клапанных тарелок, можно определить по формуле

$$\Delta P_{гж} = \rho_x g h_0. \quad (1.135)$$

1.5.3.2. Расчет общей рабочей поверхности тарелок ведут, используя основное уравнение массопередачи

$$F_{от} = \frac{M}{K_{yf} \Delta y_{cp}}. \quad (1.136)$$

Методы расчета Δy_{cp} изложены в подпункте 1.5.1.4 данного раздела.

На основании вычисленной величины $F_{от}$ определяют расчетное число тарелок N_p , штук, по формуле

$$N_p = \frac{F_{от}}{S_r}. \quad (1.137)$$

1.5.3.3. Число единиц переноса по газовой фазе на одной тарелке N_{oy} , необходимое для определения расчетного числа тарелок абсорбера N_p , рассчитывают по формуле

$$N_{oy} = \frac{1}{\frac{1}{N_y} + \frac{1}{A \cdot N_x}}, \quad (1.138)$$

где N_y и N_x – число единиц переноса в газовой и жидкой фазах на одной тарелке соответственно; A – абсорбционный фактор (см. подпункт 1.5.1.8 настоящего раздела).

Для абсорберов с ситчатыми тарелками при расчетах N_y и N_x могут быть использованы формулы Харриса [10, 11, 28]:

$$N_y = (0,776 + 4,57h_{пер} - 0,238F_s + 105q_L)(Pr'_y)^{-0,5}; \quad (1.139)$$

$$N_x = \left\{ 5 + 10\tau_G \left[1 + 5,5(F_s - 1,22)(h_{пер} + 0,05) \right] \right\} (Pr'_x)^{-0,5}, \quad (1.140)$$

где τ_G – время контакта газа с жидкостью на тарелке, с.

Указания по выбору высоты сливного порога $h_{пер}$, расчетам F_s и q_L даны в подпункте 1.5.3.1 настоящего раздела. Значения чисел Прандтля Pr'_y и Pr'_x следует рассчитывать по формулам (1.56) и (1.61) соответственно. Время контакта τ_G определяют по зависимости

$$\tau_G = \frac{h_n - h_0}{w_y}, \quad (1.141)$$

где h_n и h_0 – высоты слоев пены и светлой жидкости соответственно (см. подпункт 1.5.3.1 настоящего раздела), м.

Для абсорберов с колпачковыми тарелками N_y и N_x могут быть рассчитаны по формулам Американского института инженеров-химиков, полученным Герстером с сотрудниками [11, 28].

$$N_y = (0,776 + 4,68h_{пер} - 0,238F_s + 105q_L)(Pr'_y)^{-0,5}; \quad (1.142)$$

$$N_x = 3050D_x^{0,5} (68h_{пер} + 1)\tau_L, \quad (1.143)$$

где D_x – коэффициент молекулярной диффузии абсорбата в абсорбенте, м²/с; τ_L – время контакта жидкости с газом на тарелке, с.

Значение τ_L определяют по зависимости

$$\tau_L = \frac{h_0 l_{\pi}}{q_L}, \quad (1.144)$$

где l_{π} – длина пути жидкости на тарелке, м.

Для колпачковых тарелок, а также для других типов барботажных тарелок с переливными устройствами величина l_{π} представляет собой расстояние между сливным и переливным порогами тарелки (рис. 1.24 и 1.25). Значение l_{π} может быть определено из справочных материалов по конструкции и размерам стандартизованных тарелок, некоторые из них представлены в приложении Б пособия. При отсутствии справочных данных l_{π} можно вычислить по формуле

$$l_{\pi} = \sqrt{D^2 - L_c^2}. \quad (1.145)$$

В учебнике [16] для всех типов барботажных тарелок в абсорберах при расчетах N_y и N_x рекомендовано использовать следующие зависимости:

$$N_y = 1770 \left(\frac{D_y}{w_y} \right)^{0,5} h_{\pi}^{0,7}; \quad (1.146)$$

$$N_x = 1,26 \cdot 10^5 \left(\frac{D_x}{U} \right)^{0,5} h_{\pi}^{1,4}. \quad (1.147)$$

Значение h_{π} рассчитывают, используя формулу (1.117).

В этом же учебнике [16] представлены формулы для расчета N_y и N_x :

– в абсорберах с колпачковыми тарелками:

$$N_y = 0,01 w_y^{0,32} \Delta P_x \frac{S_r}{S}; \quad (1.148)$$

$$N_x = 6,1 \cdot 10^{-5} \frac{w_y^{0,73}}{U} \Delta P_x \cdot \frac{S_r}{S}; \quad (1.149)$$

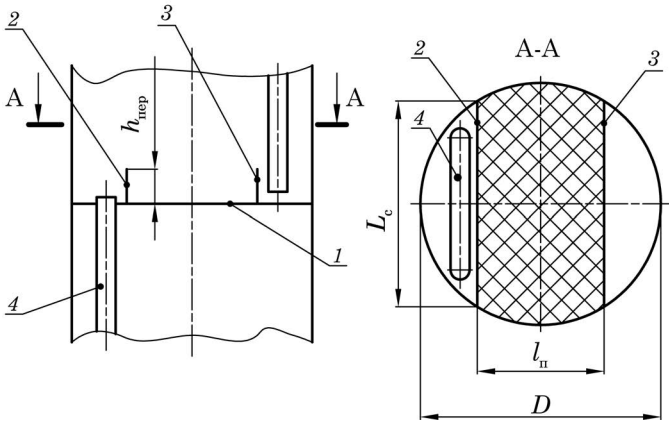


Рис. 1.24. К определению длины пути жидкости l_{π} на тарелке абсорбера царгового исполнения:

1 – основание тарелки; 2 – сливной порог (перегородка, планка);
3 – переливной порог; 4 – сливной патрубок. D – диаметр абсорбера (тарелки);
 L_c – длина сливного порога; $h_{\text{пер}}$ – высота сливного порога (перелива).
Затушевана рабочая поверхность тарелки

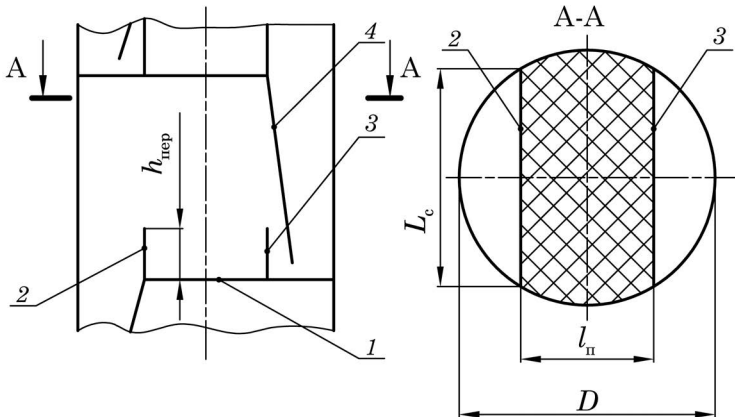


Рис. 1.25. К определению длины пути жидкости l_{π} на тарелке абсорбера цельносварного исполнения:

1 – основание тарелки; 2 – сливной порог; 3 – переливной порог;
4 – сливной лист. D – диаметр абсорбера (тарелки);
 L_c – длина сливного порога; $h_{\text{пер}}$ – высота сливного порога.
Затушевана рабочая поверхность тарелки

– в абсорберах с ситчатыми тарелками:

$$N_y = 6,83 \cdot 10^{-3} w_y^{0,24} \Delta P_x \frac{S_T}{S}; \quad (1.150)$$

$$N_x = \frac{\Delta P_x \cdot 10^{-4}}{(6,92w_y - 1,45)U} \cdot \frac{S_T}{S}, \quad (1.151)$$

где S_T – рабочее сечение тарелки, м²; S – свободное сечение абсорбера, м².

Формулы (1.148)–(1.151) не рекомендуется применять при $\Delta P_x > 500$ Па. Обозначения в формулах (1.146)–(1.151) соответствуют обозначениям, описанным в подпунктах 1.5.3.1 и 1.5.3.2 настоящего пособия.

1.5.3.4. Расчетное число тарелок абсорбера через N_{oy} определяют по формуле

$$N_p = \frac{n_{oy}}{N_{oy}}. \quad (1.152)$$

Методы расчета n_{oy} изложены выше в данном разделе (см. подпункт 1.5.1.8).

1.5.3.5. Расчетное число тарелок абсорбера через ЧТТ и среднюю эффективность тарелки определяют по зависимости

$$N_p = \frac{N_T}{E}. \quad (1.153)$$

Методика определения N_T подробно описана в подпункте 1.5.1.9 настоящего раздела.

Некоторые опытные и опытно-промышленные данные об эффективности барботажных тарелок при абсорбции аммиака, углеводородных газов и т. д. представлены в монографии [34]. Сведения об эффективности тех или иных типов тарелок при абсорбции отдельных газов (паров) могут быть найдены также в узкоспециальных монографиях, справочниках, научных статьях.

Достаточно достоверных, обобщающих уравнений для расчета E авторами пособия в изученных ими источниках не выявлено.

1.5.3.6. Определенные при использовании формул (1.137), (1.152) и (1.153) расчетные числа тарелок N_p округляют до целого четного с запасом, их значения принимают как действительные значения числа тарелок в абсорбере N , штук.

В ОСТ 26-01-1488-83 «Аппараты колонные тарельчатые. Метод технологического и гидродинамического расчета» написано: «Расчет

эффективности работы тарелок является ориентировочным. Во всех случаях, когда имеются практические данные об эффективности и реальном числе тарелок, брать эти данные за основу». В литературе чаще всего не приведены четкие границы применения конкретного уравнения, условия экспериментальных исследований, при обработке результатов которых получены эти уравнения. Поэтому при расчетах часто получают неадекватные результаты, а именно, что $N_p < N_t$. Поэтому при расчете числа тарелок абсорбера с использованием зависимостей (1.137) и (1.152) всегда следует дополнительно выполнить определение N_t . Если $N_t > N_p$, необходимо принять приближенно по рекомендациям [34] E в пределах от 0,5 до 0,7 и окончательный расчет N_p выполнить по формуле (1.153).

1.5.4. Расчет высоты контактной части тарельчатого абсорбера

1.5.4.1. Контактная часть тарельчатого абсорбера царгового исполнения с провальными решетчатыми, ситчатым, колпачковыми и клапанными (клапаны прямоугольные) тарелками при его диаметре 0,4; 0,6 или 0,8 м [30] может состоять из одной или нескольких царг (см. рис. 1.26 и 1.27). Количество царг аппарата $Z_{ц}$ определяется исходя из принятых в результате расчетов числа тарелок N и межтарельчатого расстояния h_t . Для аппаратов диаметром 0,4 и 0,6 м царги контактной его части изготавливаются длиной $l_1 = 0,8$ м или $l_1 = 0,9$ м, а для аппаратов диаметром 0,8 м – длиной $l_1 = 1,2$ м. Межтарельчатые расстояния для данных аппаратов принимают равными 0,2; 0,3 или 0,4 м. Число тарелок в одной царге $N_{ц}$, штук, в зависимости от ее высоты и h_t приведено в табл. 1.8.

Таблица 1.8

Число тарелок в царге колонного аппарата при различных межтарельчатых расстояниях

Длина царги l_1 , м	Межтарельчатое расстояние h_t , м		
	0,2	0,3	0,4
0,8	4	—	2
0,9	—	3	—
1,2	6	4	3

Примечание. Допускается установка четырех тарелок в царге длиной 1,2 м при $h_t = 0,2$ м.

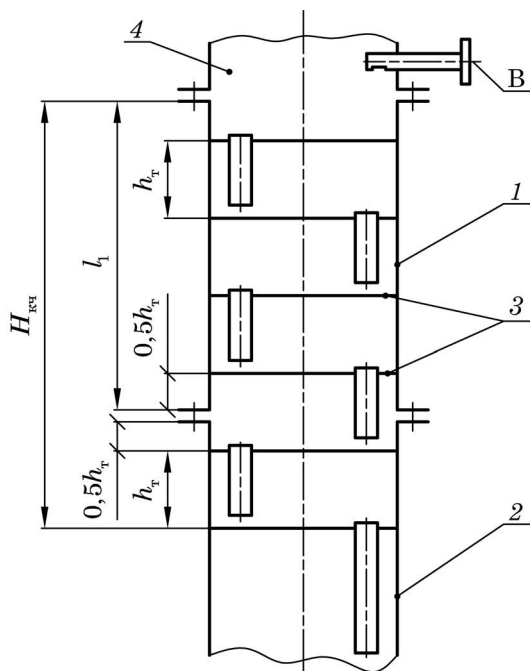


Рис. 1.26. Схема контактной части тарельчатого абсорбера царгового исполнения с одной царгой и двумя тарелками в кубовой части:

1 – царга; 2 – кубовая часть (корпус) абсорбера; 3 – тарелки;
4 – сепарационная царга; В – штуцер входа свежего поглотителя

Следует учитывать, что в кубовой части царгового аппарата (по каталогу [30] – корпусе) допускается устанавливать одну или две тарелки. С учетом указанного выше контактная часть абсорбера будет включать одну царгу при выполнении условий:

- $h_t = 0,2$ м; $l_1 = 0,8$ м; $N \leq 6$; м;
- $h_t = 0,3$ м; $l_1 = 0,9$ м; $N \leq 4$; м;
- $h_t = 0,2$ м; $l_1 = 1,2$ м; $N \leq 8$; м;
- $h_t = 0,3$ м; $l_1 = 1,2$ м; $N \leq 6$; м;
- $h_t = 0,4$ м; $l_1 = 1,2$ м; $N \leq 4$, м.

В иных случаях число царг контактной части абсорбера будет определяться по формуле

$$Z_{\text{ц}} = \frac{N}{N_{\text{ц}}}, \quad (1.154)$$

где $N_{\text{ц}}$ – число тарелок в одной царге, штук.

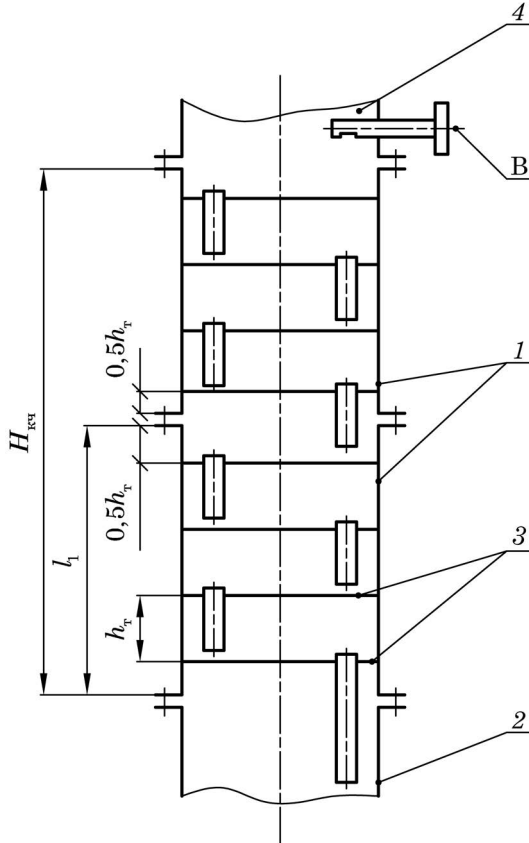


Рис. 1.27. Схема контактной части тарельчатого абсорбера царгового исполнения с несколькими царгами:

1 – царги; 2 – кубовая часть абсорбера; 3 – тарелки;
4 – сепарационная царга; В – штуцер входа свежего поглотителя

Значение $N_{\text{ц}}$ при расчетах по формуле (1.154) принимается в зависимости от l_1 и $h_{\text{т}}$ в соответствии с данными, приведенными

в табл. 1.8. При расчетах по указанной формуле вычисляются отдельно целая часть числа $Z_{\text{ц}}$ и остаток. Если остаток равен одному или двум, то принимают $Z_{\text{ц}}$ равное целой части (в таком случае одна или две тарелки монтируются в кубовой части аппарата). В случае, если N делится на $N_{\text{ц}}$ без остатка, принимают число царг, равное полученному значению $Z_{\text{ц}}$. При иных результатах расчетов по формуле (1.154) $Z_{\text{ц}}$ принимают, округляя с запасом до целого.

Высота контактной части тарельчатого абсорбера царгового исполнения при наличии тарелок в кубовой части аппарата вычисляется по формуле

$$H_{\text{кч}} = Z_{\text{ц}} l_1 + (N_{\text{к}} - 0,5) h_{\text{т}}, \quad (1.155)$$

где $N_{\text{к}}$ – число тарелок в кубовой части абсорбера, штук.

При отсутствии тарелок в кубовой части аппарата ($N_{\text{к}} = 0$), формула (1.155) принимает вид

$$H_{\text{кч}} = Z_{\text{ц}} l_1. \quad (1.155a)$$

1.5.4.2. Высота контактной части тарельчатого абсорбера цельносварного исполнения (тарелки провальные решетчатые, ситчатые, колпачковые, клапанные с круглыми или прямоугольными клапанами) $H_{\text{кч}}$ представляет собой расстояние между нижней и верхней тарелками аппарата, как показано на рис. 1.28 и 1.29. Рис. 1.28 иллюстрирует конструкцию контактной части абсорбера без люков, рис. 1.29 – конструкцию контактной части с люками, выполненными между тарелками и предназначенными для ремонта, осмотра, обслуживания и монтажа внутренних устройств аппарата. Контактная часть абсорбера не имеет люков, если:

– $N \leq 6$ и аппарат предназначен для работы с загрязненными механическими включениями средами;

– $N \leq 12$ и аппарат предназначен для работы с чистыми средами.

В таких случаях высота контактной части рассчитывается по формуле

$$H_{\text{кч}} = (N - 1) h_{\text{т}}. \quad (1.156)$$

При работе абсорбера с загрязненными средами и $N > 6$ люки в контактной части его устанавливаются через $N_{\text{тл}} = 6$ тарелок,

при работе с чистыми средами и $N > 12$ – через $N_{\text{тл}} = 12$ тарелок. Число устанавливаемых люков и, соответственно, число увеличенных межтарельчатых расстояний под люки $N_{\text{л}}$ можно определить следующим образом:

$$N_{\text{л}} = \frac{N}{N_{\text{тл}}} - 1. \quad (1.157)$$

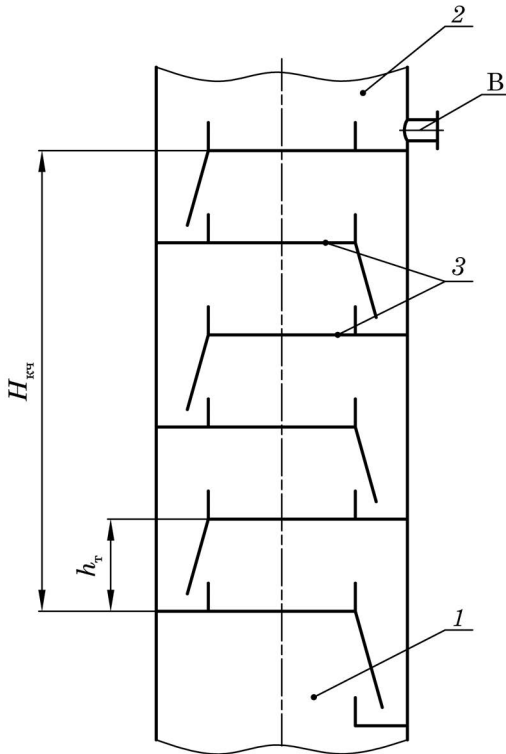


Рис. 1.28. Схема контактной части
цельносварного тарельчатого абсорбера без люков:
1 – кубовая часть; 2 – сепарационная часть; 3 – тарелки;
В – штуцер входа свежего поглотителя

Величину $N_{\text{л}}$ после вычисления ее по формуле (1.157) округляют до целого в большую сторону.

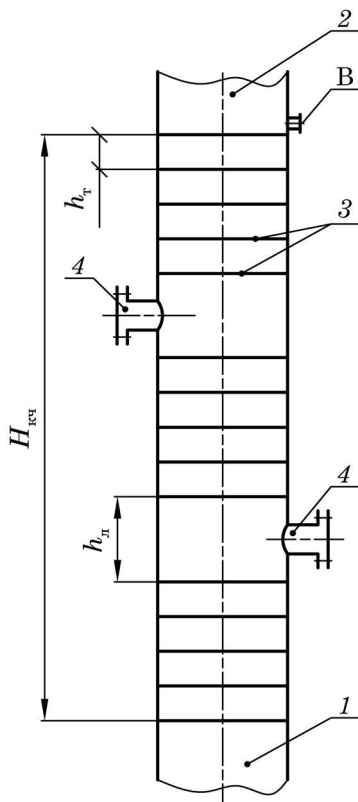


Рис. 1.29. Схема контактной части
цельносварного тарельчатого абсорбера с люками:
1 – кубовая часть; 2 – сепарационная часть; 3 – тарелки; 4 – люки;
В – штуцер входа свежего поглотителя

Высота контактной части корпуса абсорбера с люками между тарелками рассчитывается по формуле

$$H_{\text{кч}} = (N-1)h_{\text{т}} + N(h_{\text{л}} - h_{\text{т}}), \quad (1.158)$$

где $h_{\text{л}}$ – межтарельчатое расстояние в месте установки люка, м.

По рекомендациям, приведенным в каталоге [30], следует принимать $h_{\text{л}} = 0,8$ м.

1.5.5. Расчет габаритной высоты абсорбера

1.5.5.1. Расчет габаритной высоты абсорбера в первую очередь необходим для выполнения чертежа общего вида данного аппарата. При расчете также устанавливается высота расположения штуцера для входа поглотителя в абсорбер относительно его основания (уровня фундамента). По величине этой высоты определяется высота подъема жидкости (поглотителя) насосом для его подачи. Высота расположения штуцера для входа поглотителя в определенной мере влияет на общую длину трубопровода для его подачи в абсорбер. Эти величины в последующем используются для расчета гидравлического сопротивления данного трубопровода и в итоге для подбора насоса для подачи поглотителя.

1.5.5.2. Колонные тарельчатые и насадочные аппараты (абсорберы) царгового исполнения (диаметром 0,4; 0,6 и 0,8 м) изготавливаются в двух вариантах [30]:

а) на опорах-лапах для установки на перекрытиях в помещении (рис. 1.30);

б) на цилиндрических опорах высотой $H_o = 1,1$ м (рис. 1.31).

Для абсорбера на опорах-лапах габаритной высотой H , м, является расстояние от оси штуцера для выхода отработанного поглотителя до плоскости фланца штуцера выхода очищенного газа (см. рис. 1.30). В таком случае

$$H = H_{\text{ц}} + l_{\text{кц}} + l_{\text{цс}} + l_{\text{кр}} + l_{\text{шо}}, \quad (1.159)$$

где $H_{\text{ц}}$ – высота царговой части корпуса абсорбера, м; $l_{\text{кц}}$ – высота цилиндрической части куба, м; $l_{\text{цс}}$ – высота сепарационной царги, м; $l_{\text{кр}}$ – высота крышки со штуцером для выхода очищенной газовой смеси, м; $l_{\text{шо}}$ – расстояние между плоскостью сварного шва цилиндрической части куба и его днища и осью штуцера для выхода отработанного поглотителя, м.

1.5.5.3. Для тарельчатого абсорбера царгового исполнения значение $H_{\text{ц}}$ рассчитывают по формуле

$$H_{\text{ц}} = Z_{\text{ц}} l_1. \quad (1.160)$$

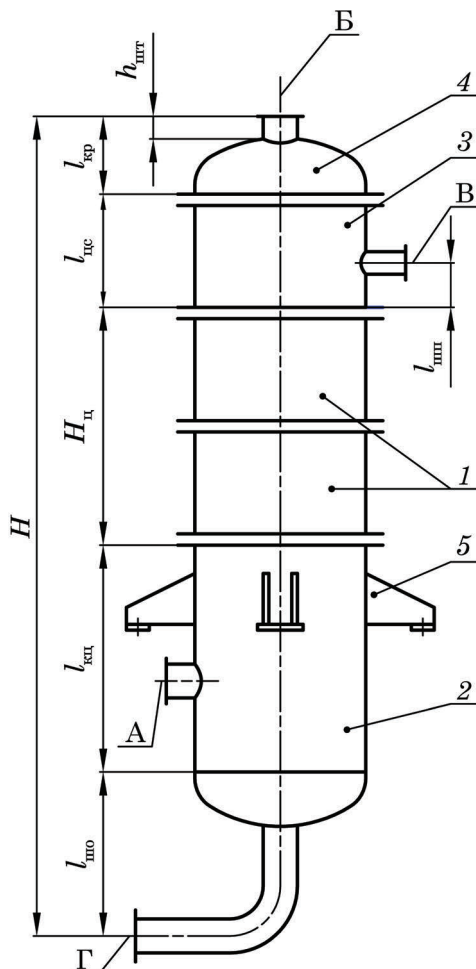


Рис. 1.30. Схема к расчету габаритной высоты абсорбера царгового исполнения с опорами-лапами:

1 – царги; 2 – куб; 3 – сепарационная царга; 4 – крышка;
5 – опора-лапа. Штуцера: А – входа газовой смеси;

Б – выхода очищенной газовой смеси;

В – входа свежего поглотителя;

Г – выхода отработанного поглотителя.

Расположение штуцера В показано для тарельчатого абсорбера

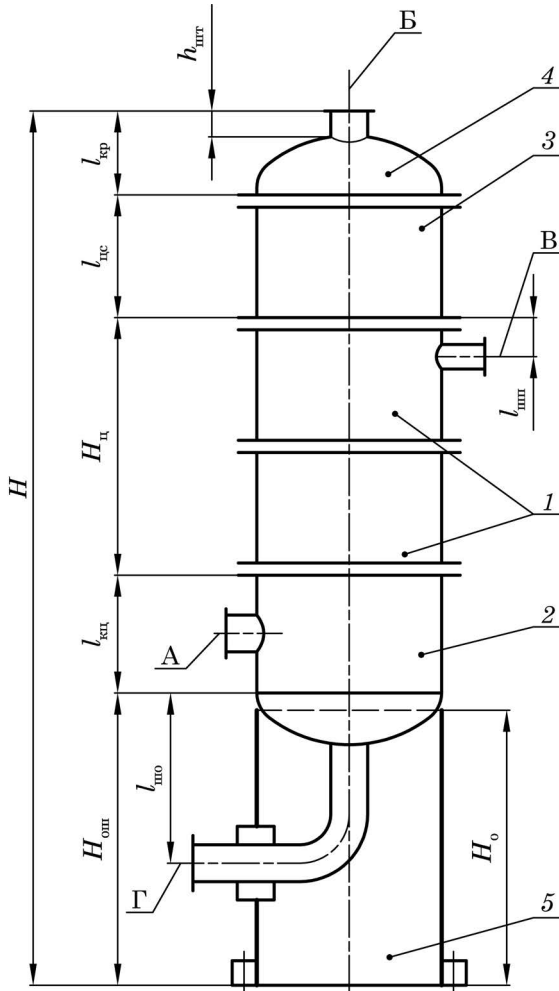


Рис. 1.31. Схема к расчету габаритной высоты абсорбера с цилиндрической опорой:

1 – царги; 2 – куб; 3 – сепарационная царга; 4 – крышка;
 5 – цилиндрическая опора. Штуцера: А – входа газовой смеси;
 Б – выхода очищенной газовой смеси; В – входа свежего поглотителя;
 Г – выхода отработанного поглотителя. Расположение штуцера В показано для насадочного абсорбера

Величины $l_{кр}$, $l_{цс}$, $l_{шю}$, а также расстояние от плоскости стыка верхней царги контактной части абсорбера до оси штуцера для входа свежего поглотителя $l_{шп}$, м, в соответствии с [30] приведены в табл. 1.9.

Таблица 1.9

Некоторые геометрические параметры колонных тарельчатых абсорберов (аппаратов) царгового исполнения

Параметр	Диаметр аппарата D , м		
	0,4	0,6	0,8
$l_{кр}$, м	0,35	0,35	0,45
$l_{цс}$, м	0,70	0,70	0,70
$l_{шю}$, м	0,65	0,65	0,65
$l_{шп}$, м	0,15	0,15	0,15

При отсутствии тарелок в кубе абсорбера высота $l_{кц} = 2,3$ м [30]. При наличии тарелок, установленных в кубовой части аппарата, $l_{кц}$ определяется в зависимости от N_k , h_t , D по табл. 1.10.

Таблица 1.10

Параметры кубов тарельчатых абсорберов (колонных аппаратов) царгового исполнения при наличии установленных в них тарелок

Число тарелок в кубе N_k , штук	Межтарельчатое расстояние h_t , м	Диаметр абсорбера D , м	Высота цилиндрической части куба $l_{кц}$, м
1	0,3	0,4	2,65
		0,6	2,65
		0,8	2,65
2	0,2	0,4	2,65
		0,6	2,65
		0,8	2,65
	0,3	0,4	3,00
		0,6	—
	0,4	0,8	3,00

Для тарельчатых абсорберов царгового исполнения на цилиндрических опорах габаритная высота определяется по формуле

$$H = H_{ц} + l_{кц} + l_{цс} + l_{кр} + H_{ош}, \quad (1.161)$$

где $H_{\text{ош}}$ – расстояние от плоскости нижней (опорной) поверхности опоры до плоскости сварного шва цилиндрической части куба и его днища, м.

Для стандартизированных колонных аппаратов принимают $H_{\text{ош}} = 1,2$ м [30].

Для тарельчатых аппаратов царгового исполнения на опорах-лапах должно выполняться условие $H \leq 18,5$ м, на цилиндрических опорах – $H \leq 19,05$ м [30]. Если указанные условия не выполняются, то следует принять несколько последовательно соединенных по газу и жидкости абсорберов, суммарное число тарелок в которых соответствует принятому по результатам расчетов.

1.5.5.4. Для насадочных абсорберов царгового исполнения $H_{\text{ц}} = H_{\text{кч}}$ (см. подпункт 1.5.2.1 настоящего раздела). Для них же вне зависимости от диаметра $l_{\text{кц}} = 2,3$ м, $l_{\text{цс}} = 0,6$ м, $l_{\text{шо}} = 0,65$ м [30]. Высоту крышки со штуцером для выхода очищенной газовой смеси можно приближенно вычислить по формуле

$$l_{\text{кр}} = 0,25D + h_{\text{шт}} + 0,08, \quad (1.162)$$

где $h_{\text{шт}}$ – высота штуцера для выхода газовой смеси, м.

По данным [30] $h_{\text{шт}} = 0,2$ м.

Габаритная высота насадочных абсорберов царгового исполнения на опорах-лапах рассчитывается по формуле (1.159), а на цилиндрических опорах – по формуле (1.161) с учетом приведенных в данном пункте уточнений по поводу величин $H_{\text{ц}}$, $l_{\text{кц}}$, $l_{\text{цс}}$, $l_{\text{шо}}$ и $l_{\text{кр}}$. Если в результате расчетов значение $H > 15$ м, то следует принять несколько одинаковых последовательно соединенных по газу и жидкости абсорберов с общей высотой насадки, равной расчетной.

1.5.5.5. Габаритная высота тарельчатого абсорбера цельносварного исполнения, схема которого изображена на рис. 1.32, рассчитывается по формуле

$$H = H_{\text{кч}} + H_{\text{кц}} + H_{\text{сц}} + H_{\text{д}} + H_{\text{о}} + h_{\text{шт}} + l_{\text{шв}}, \quad (1.163)$$

где $H_{\text{кц}}$ и $H_{\text{сц}}$ – высоты обечаек (цилиндрических участков) кубовой и сепарационной частей корпуса абсорбера соответственно, м; $H_{\text{д}}$ – высота эллиптического днища (крышки корпуса) абсорбера, м; $H_{\text{о}}$ – высота цилиндрической (конической) опоры, м; $l_{\text{шв}}$ – расстояние между плоскостями расположения сварных швов соединения днища с обечайкой корпуса и опоры с днищем, м.

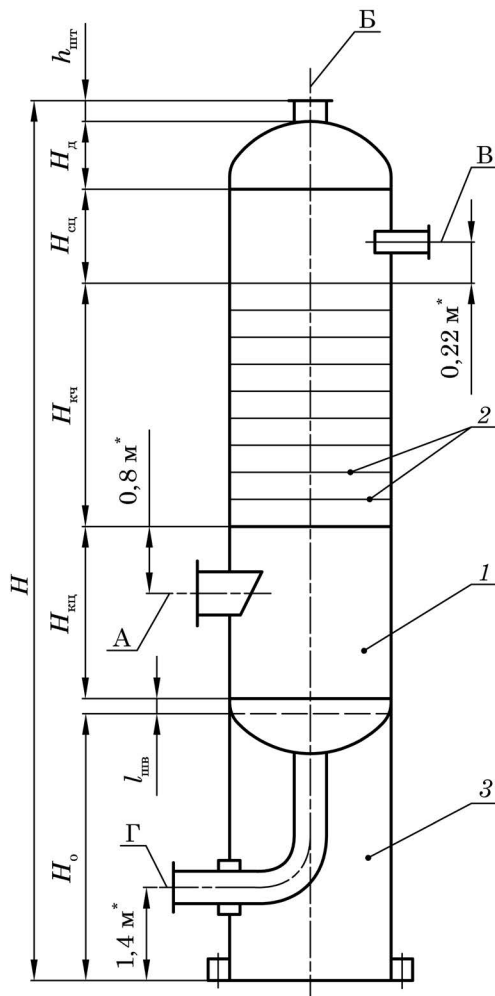


Рис. 1.32. Схема к расчету габаритной высоты тарельчатого абсорбера (колонного аппарата) цельносварного исполнения:

1 – корпус; 2 – тарелки; 3 – цилиндрическая (коническая) опора.

Штуцера: А – входа газовой смеси; Б – выхода очищенной газовой смеси; В – входа свежего поглотителя;

Г – выхода отработанного поглотителя.

* – размеры справочного характера

Для цельносварных тарельчатых колонных аппаратов диаметром от 1,0 до 3,6 м включительно [30]: $H_{\text{кц}} = 2,8$ м, $H_{\text{сц}} = 1,6$ м, $H_o = 2,0$ м, $h_{\text{шт}} = 0,2$ м. Расстояние $l_{\text{шв}}$ зависит от диаметра колонны, высоты отбортовки днища аппарата. При расчетах можно принять $l_{\text{шв}} = 0,08$ м. Высоту эллиптического днища с отбортовкой H_d можно приближенно рассчитать по формуле

$$H_d = 0,25D + 0,04. \quad (1.164)$$

Максимальные допустимые значения габаритной высоты для стандартизованных цельносварных тарельчатых колонных аппаратов (абсорберов) составляют [30]:

- 23 м при $D = 1,0$ м;
- 30 м при D от 1,2 до 2,2 м включительно;
- 50 м при D от 2,4 до 3,6 м включительно.

В случае, если расчетная величина H превышает максимальную допустимую, устанавливают несколько одинаковых по высоте последовательно соединенных по газу и жидкости абсорберов с общим числом тарелок, равным их числу, принятому в результате расчетов.

1.5.5.6. Габаритная высота насадочного абсорбера цельносварного исполнения (схема его изображена на рис. 1.33) рассчитывается, как и для тарельчатого, по формуле (1.163). При этом значения $H_{\text{кц}}, H_{\text{сц}}, H_o, h_{\text{шт}}, l_{\text{шв}}, H_d$ принимаются такими же, как и для тарельчатого аппарата. Максимально допустимые габаритные высоты стандартизированных цельносварных насадочных колонных аппаратов [30]:

- 15 м при D , равном 1,0; 1,2 или 1,4 м;
- 20 м при D , равном 1,6 или 1,8 м;
- 30 м при D , равном 2,0; 2,2 или 2,4 м;
- 40 м при D , равном 2,6 или 2,8 м.

Если расчетная величина габаритной высоты цельносварного насадочного абсорбера H превышает максимально допустимую, то следует принять несколько одинаковых по высоте последовательно соединенных по газу и жидкости аппаратов. Общая высота насадки в них должна соответствовать высоте насадки, принятой в результате расчетов.

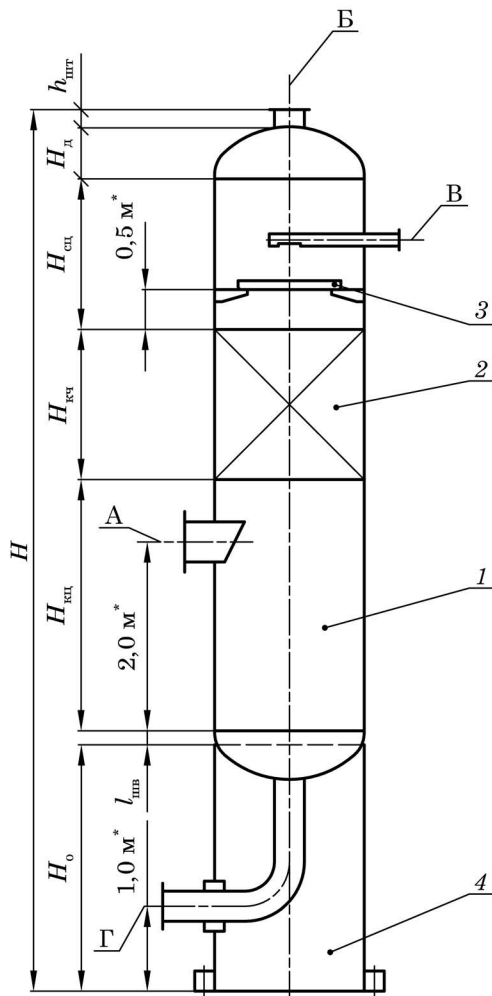


Рис. 1.33. Схема к расчету габаритной высоты насадочного абсорбера (колонного аппарата) цельносварного исполнения:

1 – корпус; 2 – насадка; 3 – тарелка распределительная;
4 – цилиндрическая (коническая) опора. Штуцера: А – входа газовой смеси;

Б – выхода очищенной газовой смеси; В – входа свежего поглотителя; Г – выхода отработанного поглотителя.

* – размеры справочного характера

1.5.6. Расчет гидравлического сопротивления абсорбера

1.5.6.1. Гидравлическое сопротивление орошаемого насадочного абсорбера $\Delta P_{\text{оп}}$, Па, определяется по зависимости [10, 11, 14, 19, 23, 26, 29]

$$\Delta P_{\text{оп}} = A \cdot \Delta P_{\text{сух}}, \quad (1.165)$$

где A – коэффициент; $\Delta P_{\text{сух}}$ – гидравлическое сопротивление сухого (неорошаемого) абсорбера, Па.

Значение $\Delta P_{\text{сух}}$ рассчитывают по формуле

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda \frac{H_{\text{н}}}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_y w_y^2}{2\varepsilon^2}, \quad (1.166)$$

где λ – обобщенный коэффициент трения; $H_{\text{н}}$ – общая высота насадки в абсорбере (см. п. 1.5.2 настоящего раздела), м; $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр насадки, м; ρ_y – плотность газовой фазы в абсорбере, кг/м³; w_y – скорость газовой фазы в абсорбере в расчете на его полное сечение, м/с; ε – относительный свободный объем насадки, м³/м³.

Эквивалентный диаметр насадки можно вычислить через ε и ее удельную поверхность a , м²/м³, следующим образом:

$$d_{\text{э}} = \frac{4\varepsilon}{a}. \quad (1.167)$$

Тогда уравнение (1.166) с учетом (1.167) принимает вид

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda H_{\text{н}} a \frac{\rho_y w_y^2}{8\varepsilon^3}. \quad (1.168)$$

Значения ε и a для различных типов насадок приведены в литературе [10, 11, 14, 19, 23, 26] и справочном приложении Б пособия.

Для насадок, засыпанных внавал, для расчета λ в литературе [10, 11, 14, 19, 23] рекомендованы формулы Жаворонкова. При числе Рейнольдса для газовой фазы $Re_y \leq 40$ принимают

$$\lambda = \frac{40}{Re_y}, \quad (1.169)$$

а при $Re_y > 40$

$$\lambda = \frac{16}{Re_y^{0.2}}. \quad (1.170)$$

Число Рейнольдса для газовой фазы рассчитывают по формуле (1.52) или

$$\text{Re}_y = \frac{4w_y \rho_y}{a \mu_y}, \quad (1.171)$$

где μ_y – динамическая вязкость газовой фазы, Па · с.

В ряде литературных источников, например в книге [26], значение λ в зависимости от Re_y рекомендуют рассчитывать по формулам:

– при $\text{Re}_y \leq 80$

$$\lambda = \frac{400}{\text{Re}_y^{0,85}}; \quad (1.172)$$

– $80 < \text{Re}_y \leq 400$

$$\lambda = \frac{70}{\text{Re}_y^{0,45}}; \quad (1.173)$$

– $\text{Re}_y > 400$

$$\lambda = \frac{16,5}{\text{Re}_y^{0,2}}. \quad (1.174)$$

Значение коэффициента A для определения $\Delta P_{\text{оп}}$ по уравнению (1.165) чаще всего рекомендуют рассчитывать по формулам В. В. Кафарова [25, 26]. При этом расчетную зависимость выбирают, предварительно рассчитав фактор Φ следующим образом:

$$\Phi = \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right) \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,2}, \quad (1.175)$$

где $\bar{G}_x$ и $\bar{G}_y$ – массовые расходы жидкой и газовой фаз в абсорбере, кг/с; ρ_x – плотность жидкой фазы, кг/м³; μ_x – динамическая вязкость жидкой фазы, Па·с.

Рекомендации по расчету $\bar{G}_x, \bar{G}_y$, определению ρ_x, μ_x изложены в подразделе 1.2, п. 1.4.1 настоящего пособия.

Для систем газ – жидкость (абсорбция) значение A рассчитывают:

– при $\Phi \leq 0,5$ по формуле

$$A = 1 + 8,4 \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,225} \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,045}; \quad (1.176)$$

– $\Phi > 0,5$ по формуле

$$A = 1 + 10 \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{0,945} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,525} \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,105}. \quad (1.177)$$

При небольших плотностях орошения насадочного абсорбера $\left(U < 0,02 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right)$ для расчетов A можно воспользоваться формулой Лева [10, 11, 19]

$$A = 10^{bU}, \quad (1.178)$$

где b – коэффициент, величина которого зависит от типа насадки и размера насадочных тел.

Значения коэффициента b в уравнении (1.178) для различных насадок [10, 19]:

- кольца Рашига внавал: диаметр 25 мм – $b = 184$; диаметр 50 мм – $b = 169$;
- кольца Палля – $b = 126$;
- седла «Инталлок»: диаметр 25 мм – $b = 33$; диаметр 50 мм – $b = 28$;
- седла Берля, диаметр 25 мм – $b = 33$.

Примечание. При расчетах по формуле (1.178) размерность $U = \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$.

Гидравлическое сопротивление орошаемых насадок также может быть определено по графическим зависимостям Тейча (см. [11], с. 344 и 345), Элуджи (см. [11], с. 346 и 347, [24], с. 39, [31] с. 308–310).

1.5.6.2. Гидравлическое сопротивление тарельчатого абсорбера $\Delta P_{\text{т.а}}$, Па, определяется по зависимости

$$\Delta P_{\text{т.а}} = \Delta P_{\text{т}} \cdot N, \quad (1.179)$$

где $\Delta P_{\text{т}}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки, Па; N – число тарелок, штук.

Гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки рассчитывают по формуле [10, 14, 19, 23]

$$\Delta P_{\text{т}} = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\text{гж}} + \Delta P_{\sigma}, \quad (1.180)$$

где $\Delta P_{\text{сух}}$ – гидравлическое сопротивление сухой тарелки, Па.

Обозначения $\Delta P_{\text{гж}}$ и ΔP_{σ} соответствуют этим же обозначениям в формуле (1.130). Расчет $\Delta P_{\text{гж}}$ для колпачковой тарелки проводят по формуле (1.131), для провальных, ситчатой и клапанной – по формуле (1.135). Величину ΔP_{σ} для всех типов барботажных тарелок определяют по формуле (1.132).

Сопротивление сухой тарелки рассчитывают по зависимости

$$\Delta P_{\text{сух}} = \zeta_{\text{сух}} \frac{\rho_y w_y^2}{2f_{\text{св}}^2}, \quad (1.181)$$

где $\zeta_{\text{сух}}$ – коэффициент сопротивления сухой тарелки; ρ_y – плотность газовой фазы, кг/м³; w_y – скорость газовой фазы в расчете на полное сечение тарелки (колонны), м/с; $f_{\text{св}}$ – относительное свободное сечение тарелки, м²/м².

Коэффициенты сопротивления сухих тарелок $\zeta_{\text{сух}}$ рекомендуется принимать следующими [11, 23, 28, 31]:

- для колпачковых с капсульными колпачками при полностью открытых прорезях в пределах от 4,2 до 4,5;
- ситчатых при $f_{\text{св}}$ от 0,03 до 0,05 м²/м² в пределах от 1,95 до 2,00, при $f_{\text{св}}$ от 0,05 до 0,10 м²/м² равным 1,82 и при $f_{\text{св}}$ от 0,10 до 0,20 м²/м² в пределах от 1,4 до 1,5;
- клапанных при полностью открытых клапанах равным 3,6;
- провальных решетчатых в пределах от 1,4 до 1,5.

1.6. РАСЧЕТ ШТУЦЕРОВ АБСОРБЕРА

Основными технологическими штуцерами абсорбера (см. рис. 1.30–1.33) являются штуцера:

- входа (подвода) исходной газовой смеси А;
- выхода (отвода) очищенной газовой смеси Б;
- входа (подвода) свежего поглотителя В;
- выхода (отвода) отработанного поглотителя Г.

Поперечное сечение штуцера должно обеспечивать проход заданного расхода жидкости или газа при средней скорости течения потока, близкой к оптимальной (рекомендуемой). В общем случае расчетный диаметр штуцера $d_{\text{ш.р}}$, м, определяется по формуле

$$d_{ш.р} = \sqrt{\frac{4V_{ш}}{\pi w_{рек}}}, \quad (1.182)$$

где $V_{ш}$ – объемный расход жидкости или газа через штуцер при рабочих условиях (температуре и давлении), м³/с; $w_{рек}$ – рекомендуемая скорость движения потока через штуцер, м/с.

Значение $w_{рек}$ в первую очередь зависит от природы и фазового состояния перемещаемой среды. Для жидкостей величина $w_{рек}$ дополнительно зависит от того, за счет действия каких сил эта жидкость движется через штуцер и по присоединенному к штуцеру трубопроводу. При принудительной подаче мало- и средневязких жидкостей (динамическая вязкость не более 20 мПа · с) следует принимать $w_{рек}$:

– в напорных линиях насосов в пределах от 1,0 до 2,5 м/с (для горючих жидкостей, обладающих диэлектрическими свойствами, из условий безопасности – не более 2,0 м/с);

– во всасывающих линиях насосов от 0,3 до 1,0 м/с.

При движении жидкости самотеком из аппаратов (емкостей), находящихся под атмосферным или небольшим избыточным давлением (не более 30 кПа), необходимо принимать $w_{рек}$ в пределах от 0,3 до 0,7 м/с. При движении жидкости самотеком из аппаратов (емкостей), находящихся под избыточным давлением более 30 кПа, можно принимать $w_{рек}$ в тех же пределах, что и для штуцеров, присоединенных к напорным линиям насосов [4–6, 14, 19, 23].

Так как абсорберы в большинстве случаев работают под избыточным давлением, превышающим 30 кПа, а объемные расходы свежего и отработанного поглотителя, как правило, отличаются не более чем на 20%, то расчетные диаметры штуцеров для входа свежего и выхода отработанного поглотителя $d_{ш.рп}$, м, можно определить на основании (1.181) по формуле

$$d_{ш.рп} = \sqrt{\frac{4V_x}{\pi w_{рек.п}}}, \quad (1.183)$$

где V_x – объемный расход жидкой фазы (принимать на входе в аппарат), м³/с; $w_{рек.п}$ – рекомендуемая скорость поглотителя в штуцере, принимают в пределах от 1,0 до 2,5 м/с.

Отличием объемных расходов очищенной газовой смеси и исходной смеси, обусловленных изменением состава и давления, при расчете

диаметров соответствующих штуцеров абсорбера также можно пренебречь. В таком случае расчетные диаметры штуцеров для входа исходной и выхода очищенной газовых смесей $d_{ш.рг}$, м, определяются на основании (1.181) следующим образом:

$$d_{ш.рг} = \sqrt{\frac{4V_y}{\pi w_{рек.г}}}, \quad (1.184)$$

где V_y – объемный расход газовой фазы (принимать расход исходной газовой смеси при рабочих условиях в абсорбере), м³/с; $w_{рек.г}$ – рекомендуемая скорость газовой смеси в штуцере, м/с.

Для абсорберов, работающих под абсолютным давлением не выше 0,2 МПа, следует принимать $w_{рек.г}$ в пределах от 8 до 15 м/с. При более высоких давлениях $w_{рек.г}$ необходимо рассчитать по зависимости

$$w_{рек.г} = \frac{F_{S.рек}}{\sqrt{\rho_y}}, \quad (1.185)$$

где $F_{S.рек}$ – рекомендуемое значение F -фактора газового потока в штуцере, Па^{0,5}; ρ_y – плотность газовой фазы при рабочих условиях в абсорбере, кг/м³.

При расчетах по формуле (1.185) $F_{S.рек}$ принимают в пределах от 7 до 12 Па^{0,5}.

По расчетным значениям $d_{ш.рг}$ и $d_{ш.рп}$ принимают соответствующие ближайшие стандартные условные (номинальные) диаметры штуцеров. По отечественной номенклатуре обозначений условный диаметр штуцеров, а также трубопроводов и трубопроводной арматуры обозначается d_y , по международной – d_N . Значения $d_y(d_N)$ даются в миллиметрах. Стандартный ряд условных диаметров (в миллиметрах) [35, 36]: 20; 25; 32; 40; 50; 65; 80; 100; 125; 150; 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500; 550; 600; 650; 700; 750; 800.

ЛИТЕРАТУРА К РАЗДЕЛУ 1

1. Новый справочник химика и технолога. Химическое равновесие. Свойства растворов / под. ред. С. А. Симоновой. – СПб.: АНО НПО «Профессионал», 2004. – 998 с.

2. Справочник химика: в 7 т. / редкол.: Б. П. Никольский (гл. ред.) [и др.]. – М.; Л.: Химия, 1966. – Т. 3. – 1072 с.
3. Пери, Дж. Справочник инженера-химика: в 2 т. / Дж. Пери. – Л.: Химия, 1969. – Т. 1. – 640 с.
4. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М.: Альянс, 2007. – 576 с.
5. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков [и др.]. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.
6. Романков, П. Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк. – СПб.: Химиздат, 2009. – 542 с.
7. Справочник азотчика / под ред. Е. Я. Мельникова. – М.: Химия, 1987. – 464 с.
8. Справочник серноокислотчика / под ред. К. М. Малина. – М.: Химия, 1971. – 744 с.
9. Мельник, Б. Д. Инженерный справочник по технологии неорганических веществ: Графики и номограммы / Б. Д. Мельник. – М.: Химия, 1975. – 544 с.
10. Рамм, В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – М.: Химия, 1966. – 768 с.
11. Рамм, В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – Изд. 2-е, доп. и перераб. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
12. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: справочник / под общ. ред. А. В. Клименко и В. М. Зорина. – М.: Изд-во МЭИ, 2001. – 632 с.
13. Новый справочник химика и технолога. Основные свойства неорганических, органических и элементоорганических веществ / под. ред. Н. К. Скворцова. – СПб.: Мир и Семья, 2002. – 1280 с.
14. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – М.: Альянс, 2004. – 751 с.
15. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: в 2 ч. / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 2002. – Ч. 2: Массообменные процессы и аппараты. – 368 с.
16. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1967. – 847 с.

17. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2 кн. / В. Г. Айнштейн [и др.]: под ред. В. Г. Айнштейна. – М.: Логос: Высшая школа, 2002. – Кн. 2. – 872 с.

18. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.

19. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.

20. Иоффе, И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / И. Л. Иоффе. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.

21. Кувшинский, М. Н. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности» / М. Н. Кувшинский, А. П. Соболева. – М.: Высш. шк., 1980. – 223 с.

22. Гельперин, Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: в 2 кн. / Н. И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – Кн. 2. – 426 с.

23. Справочник химика: в 7 т. – М.; Л.: Химия, 1966. – Т. 5. – 974 с.

24. Пери, Дж. Справочник инженера-химика: в 2 т. / Дж. Пери. – Л.: Химия, 1969. – Т. 2. – 504 с.

25. Кафаров, В. В. Основы массопередачи / В. В. Кафаров. – Изд. 2-е, испр. и перераб. – М.: Высш. шк., 1972. – 496 с.

26. Кафаров, В. В. Основы массопередачи / В. В. Кафаров. – Изд. 3-е, испр. и перераб. – М.: Высш. шк., 1979. – 379 с.

27. Александров, И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты: Методы расчета и основы конструирования / И. А. Александров. – Л.: Химия, 1965. – 308 с.

28. Александров, И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты: Методы расчета и основы конструирования / И. А. Александров. – Изд. 2-е, перераб. – М.: Химия, 1971. – 296 с.

29. Александров, И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты: Методы расчета и основы конструирования / И. А. Александров. – Изд. 3-е, перераб. – М.: Химия, 1978. – 280 с.

30. Колонные аппараты. Каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987. – 27 с.

31. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Г. Г. Рабинович [и др.]: под ред. Е. Н. Судакова. – М.: Химия, 1979. – 568 с.

32. Скобло, А. И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканова. – М.: Химия, 1982. – 584 с.

33. Касаткин, А. Г. Расчеты тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов / А. Г. Касаткин, А. Н. Плановский, О. С. Чехов. – М.: Стандартгиз, 1961. – 81 с.

34. Шервуд, Т. Массопередача / Т. Шервуд, Р. Л. Пигфорд, У. Уилки. – М.: Химия, 1982. – 696 с.

35. Лащинский, А. А. Конструирование сварных химических аппаратов: справочник / А. А. Лащинский. – М.: Машиностроение, 1981. – 382 с.

36. Тимонин, А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2002. – Т. 1. – 852 с.

2. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

В соответствии с заданием на курсовое проектирование по ректификации студенты выполняют проект ректификационной установки непрерывного действия для разделения бинарной (двухкомпонентной) смеси. Упрощенная схема такой установки изображена на рис. 2.1. Основным аппаратом установки является ректификационная колонна 1. К вспомогательному оборудованию установки относятся испаритель (кипятильник) 2, дефлегматор 3, делитель флегмы 4 и насосы: 5 – для подачи питания, 6 – для подачи флегмы, 7 – для отвода дистиллята; 8 – для отвода кубового остатка. Существуют ректификационные колонны с встроенным в кубовую часть испарителем и установленным в сепарационной части дефлегматором. Однако такие конструктивные решения применяются в малотоннажных производствах и в современной химической технике встречаются редко. Стандартизированные колонные аппараты, используемые в качестве ректификационных колонн, предназначены для работы с вынесенными испарителем и дефлегматором, как показано на рис. 2.1. На этом же рисунке представлена так называемая полная ректификационная колонна – колонна, контактная часть которой включает две зоны. Зона, расположенная ниже уровня ввода исходной смеси в колонну, называется исчерпывающей (нижней), расположенная выше этого уровня – укрепляющей (верхней). Полные ректификационные колонны используются в случае, если требуется получить дистиллят с содержанием низкокипящего компонента (НК) в нем значительно большим, чем в питании, и кубовый остаток – с содержанием высококипящего компонента (ВК) в нем намного большим, чем в питании. Как правило, задание на проектирование предусматривает разделение исходной смеси в полной ректификационной колонне.

В качестве ректификационных колонн преимущественно используются тарельчатые аппараты. Насадочные ректификационные колонны применяют при разделении агрессивных жидких сме-

сей, а также при проведении процесса под вакуумом. Вакуумную ректификацию используют для улучшения разделяемости компонентов и для понижения температуры осуществления процесса при разделении нетермостойких или высококипящих продуктов.

При расчетах ректификационных колонн принимается ряд допущений, снижающих трудоемкость их выполнения. Основными из допущений являются:

- питание подается в колонну подогретым до температуры кипения;

- флегма подается в колонну при температуре кипения;

- составы флегмы, дистиллята и паров флегмы и дистиллята, покидающих колонну, одинаковы;

- влияние теплообмена колонны с окружающей средой при расчетах массообмена в ней не учитывается.

Ряд допущений будет дополнительно изложен в тексте данного раздела при описании различных стадий расчетов колонны.

При расчетах ректификационных колонн рекомендуется такая последовательность их выполнения:

- 1) расчет материального баланса по питанию и продуктов разделения;

- 2) установление условий равновесия;

- 3) расчет минимального и рабочего (оптимального) флегмовых чисел;

- 4) получение рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны и построение их на x – y -диаграмме;

- 5) установление средних составов пара и жидкости, их температур и расходов в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны;

- 6) установление свойств пара и жидкости средних составов в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны;

- 7) расчет рабочей скорости пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны, определение диаметра ее укрепляющей и исчерпывающей частей;

- 8) определение кинетических характеристик массообмена в колонне, расчет высоты ее укрепляющей и исчерпывающей частей;

- 9) расчет высоты колонны;

- 10) расчет гидравлического сопротивления колонны;

- 11) расчет технологических штуцеров.

$$\bar{x}_W = \frac{x_W M_{\text{HK}}}{M_{\text{HK}} x_W + M_{\text{BK}} (1 - x_W)}; \quad (2.5)$$

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_{\text{HK}}}}{\frac{\bar{x}_W}{M_{\text{HK}}} + \frac{1 - \bar{x}_W}{M_{\text{BK}}}}, \quad (2.6)$$

где $\bar{x}_F, \bar{x}_D, \bar{x}_W$ – массовая доля НК в питании, дистилляте и кубовом остатке соответственно, кг/кг; x_F, x_D, x_W – молярная доля НК в питании, дистилляте и кубовом остатке соответственно, кмоль/кмоль; $M_{\text{HK}}, M_{\text{BK}}$ – молярная масса НК и ВК, кг/кмоль.

При необходимости определения долей ВК в жидкости и паре расчет их величин ведут по формулам:

$$x' = 1 - x; \quad (2.7)$$

$$\bar{x}' = 1 - \bar{x}; \quad (2.8)$$

$$y' = 1 - y; \quad (2.9)$$

$$\bar{y}' = 1 - \bar{y}, \quad (2.10)$$

где x' и y' – молярная доля ВК в жидкости и паре соответственно, $\frac{\text{кмоль ВК}}{\text{кмоль смеси}}$ и $\frac{\text{кмоль ВК}}{\text{кмоль пара}}$ соответственно; x и y – молярные доли

НК в жидкости и паре соответственно, кмоль/кмоль; $\bar{x}'$ и $\bar{y}'$ – массовые доли ВК в жидкости и паре соответственно, $\frac{\text{кг ВК}}{\text{кг смеси}}$ и

$\frac{\text{кг ВК}}{\text{кг пара}}$ соответственно; $\bar{x}$ и $\bar{y}$ – массовые доли НК в жидкости и

паре соответственно, кг/кг.

2.1. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПО ПИТАНИЮ И ПРОДУКТАМ РАЗДЕЛЕНИЯ

При реальном проектировании ректификационных установок задают, как правило, производительность по исходной смеси – массовый расход питания. В некоторых случаях может быть задан мас-

совый расход одного из целевых продуктов – дистиллята или кубового остатка. Во всех случаях в задании на проектирование указываются состав питания и степень его разделения. Степень разделения определяется показателями состава дистиллята и кубового остатка, т. е. содержанием в них НК. Представленные ниже указания и уравнения позволяют определить значения неизвестных расходов продуктов при различных вариантах задания на проектирование.

2.1.1. Уравнение материального баланса для колонны в целом

При использовании молярных расходов продуктов и выражении их составов через молярные доли НК основные уравнения материального баланса имеют вид

$$F = D + W; \quad (2.11)$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W, \quad (2.12)$$

где F , D и W – молярные расходы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кмоль/с.

Если при расчетах материального баланса используются массовые расходы продуктов, то состав их должен быть обязательно выражен через массовые доли. В таком случае основные уравнения материального баланса записываются:

$$\bar{G}_F = \bar{G}_D + \bar{G}_W; \quad (2.13)$$

$$\bar{G}_F \bar{x}_F = \bar{G}_D \bar{x}_D + \bar{G}_W \bar{x}_W, \quad (2.14)$$

где $\bar{G}_F$, $\bar{G}_D$ и $\bar{G}_W$ – массовые расходы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кг/с.

2.1.2. Молярные расходы питания и продуктов разделения

Молярные расходы продуктов пересчитываются в массовые по формулам:

$$\bar{G}_F = F \cdot M_F; \quad (2.15)$$

$$\bar{G}_D = D \cdot M_D; \quad (2.16)$$

$$\bar{G}_W = W \cdot M_W, \quad (2.17)$$

где M_F , M_D и M_W – молярные массы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кг/кмоль.

Так как питание, дистиллят и кубовый остаток представляют двухкомпонентные смеси, то их молярные массы рассчитывают, используя зависимость

$$M_i = M_{\text{НК}} x_i + M_{\text{БК}} (1 - x_i), \quad (2.18)$$

где M_i – молярная масса i -того продукта (питания, дистиллята, кубового остатка), кг/кмоль; x_i – молярная доля НК в i -том продукте, моль/кмоль.

2.1.3. Объемные расходы питания и продуктов разделения

Объемные расходы жидких питания, дистиллята и кубового остатка V_F , V_D и V_W соответственно, м³/с, определяют, применив формулы:

$$V_F = \frac{\bar{G}_F}{\rho_F}; \quad (2.19)$$

$$V_D = \frac{\bar{G}_D}{\rho_D}; \quad (2.20)$$

$$V_W = \frac{\bar{G}_W}{\rho_W}, \quad (2.21)$$

где ρ_F , ρ_D и ρ_W – плотности жидких питания, дистиллята и кубового остатка при их рабочих температурах соответственно, кг/м³.

Указания по расчету плотностей жидких смесей изложены в п. 1.2.4 раздела 1 настоящего пособия. В приложении к двухкомпонентному раствору (питанию, дистилляту, кубовому остатку) формула (1.23) приобретает вид

$$\rho_i = \frac{1}{\frac{\bar{x}_i}{\rho_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_i}{\rho_{\text{БК}}}}, \quad (2.22)$$

где ρ_i – плотность i -того продукта (питания, дистиллята, кубового остатка), кг/м³; $\bar{x}_i$ – массовая доля НК в i -том продукте, кг/кг.

2.1.4. Расчет расходов дистиллята и кубового остатка, выражение расходов в безразмерном виде

При совместном решении уравнений (2.11) и (2.12) получают следующие уравнения, которые могут быть использованы в расчетах материального баланса:

$$D = \frac{F(x_F - x_W)}{x_D - x_W}; \quad (2.23)$$

$$W = \frac{F(x_D - x_F)}{x_D - x_W}. \quad (2.24)$$

Подобные уравнения для определения $\bar{G}_D$ и $\bar{G}_W$ могут быть получены путем решения системы уравнений (2.13) и (2.14). При расчетах ректификационных аппаратов используют безразмерные параметры: число питания (относительный молярный расход питания) f и относительный молярный расход кубового остатка w' , которые рассчитываются следующим образом:

$$f = \frac{F}{D}; \quad (2.25)$$

$$w' = \frac{W}{D}. \quad (2.26)$$

Примечание. При использовании уравнений материального баланса (2.11)–(2.14) и их производных следует строго соблюдать соответствие размерностей: при массовых расходах составы должны выражаться только в массовых долях; при молярных расходах – только в молярных долях.

2.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ УСЛОВИЙ РАВНОВЕСИЯ ПРИ РАСЧЕТАХ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ АППАРАТОВ

Важнейшими задачами описания условий равновесия между жидкостью и паром, взаимодействующими при ректификации, является установление взаимосвязи:

- между действующей (рабочей) концентрацией НК в жидкости и равновесной концентрацией этого же компонента в паре;
- рабочей концентрацией НК в паре и его равновесной концентрации в жидкости;
- температурой кипения жидкости (смеси) и ее составом;
- температурой конденсации пара и его составом.

Ниже в данном подразделе будут изложены указания по практическому определению и описанию параметров условий равновесия при технологическом расчете ректификационных колонн, предназначенных для разделения бинарных смесей. При этом круг рассматриваемых смесей ограничен только теми, компоненты которых взаимно бесконечно растворимы.

В расчетной практике условия равновесия для указанных смесей чаще всего представляют в графическом виде, выполнив диаграммы x – y и t – x – y . При построении обеих диаграмм используется декартова система координат.

На диаграмме x – y (рис. 2.2–2.4) ось абсцисс (горизонтальная) является шкалой, характеризующей молярную долю НК в жидкости x , кмоль/кмоль, а ось ординат (вертикальная) – шкалой, характеризующей молярную долю НК в паре y , кмоль/кмоль. При выполнении диаграммы x – y следует принимать одинаковые масштабы по обеим осям координат. В этом случае поле диаграммы при отображении значений x и y в пределах от нуля до 1 кмоль/кмоль имеет форму квадрата. Для большей наглядности и удобства использования на диаграмме необходимо нанести линию равных составов (концентраций) – диагональ, соединяющую ее левый нижний угол (координаты точки: $x = 0$, $y = 0$) с правым верхним (координаты точки: $x = 1$ кмоль/кмоль; $y = 1$ кмоль/кмоль). Уравнение линии равных составов $x = y$.

На рис. 2.2 отображен вид линии равновесия $y^* = f(x)$ для бинарной смеси, компоненты которой при любых соотношениях не образуют азеотропный состав, а на рис. 2.3 и 2.4 – для бинарных смесей, имеющих азеотропные составы (точка a на линиях равновесия). Каждая точка линии равновесия $y^* = f(x)$ на диаграммах характеризует взаимосвязь молярной доли НК в паре y^* с молярной долей данного компонента в жидкости x , при условии, что пар и жидкость находятся в состоянии равновесия. Как видно из рис. 2.2, для смесей, компоненты которых не образуют азеотропных составов, кривая равновесия $y^* = f(x)$ полностью

располагается выше линии равных составов. Для такой смеси при любых значениях x , отличных от нуля и 1 кмоль/кмоль, $y^* > x$, т. е. в условиях равновесия содержание НК в паре выше, чем в жидкости.

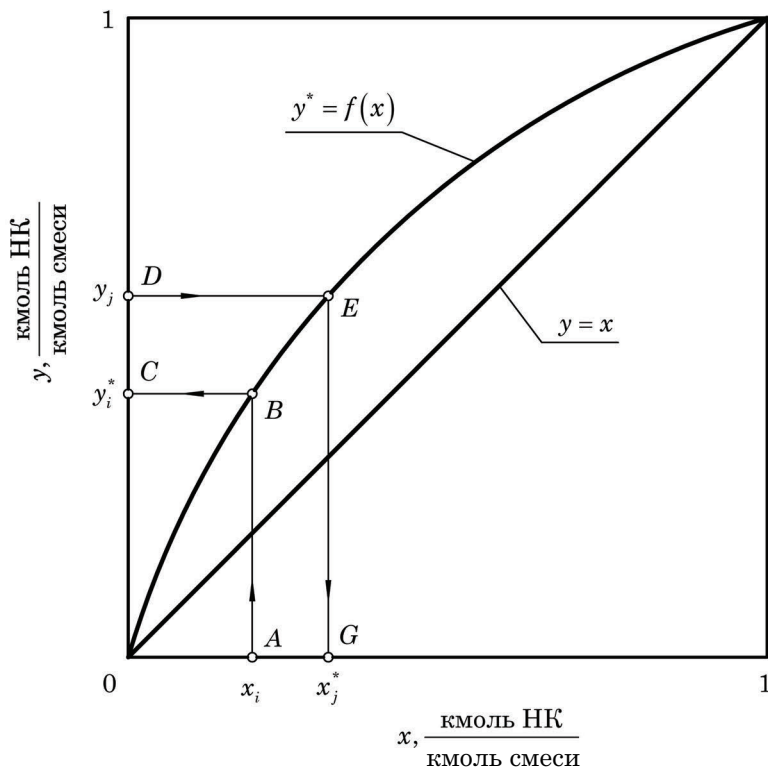


Рис. 2.2. Вид линии равновесия для бинарной смеси, не имеющей азеотропных составов:

$y^* = f(x)$ – равновесная линия; $y = x$ – линия равных концентраций.

Ломаная ABC показывает определение состава пара y_i^* , находящегося в равновесии с жидкостью, содержание НК в которой составляет x_i . Линия DEG иллюстрирует определение состава жидкости x_j^* , находящейся в равновесии с паром, содержание НК в котором y_j

На рис. 2.3 представлен вид линии равновесия $y^* = f(x)$ для смеси с нижней точкой азеотропа. При содержании НК в жидкости x_a (точка азеотропа) данная смесь ректификацией (перегонкой) не разделяется.

В этом случае равновесный жидкости состав пара характеризуется молярной долей НК $y_a^* = x_a$. В пределах $0 < x < x_a$ НК обладает большей летучестью (является легколетучим) по сравнению с ВК. В диапазоне $x_a < x < 1$ кмоль/кмоль большую летучесть по сравнению с НК имеет ВК.

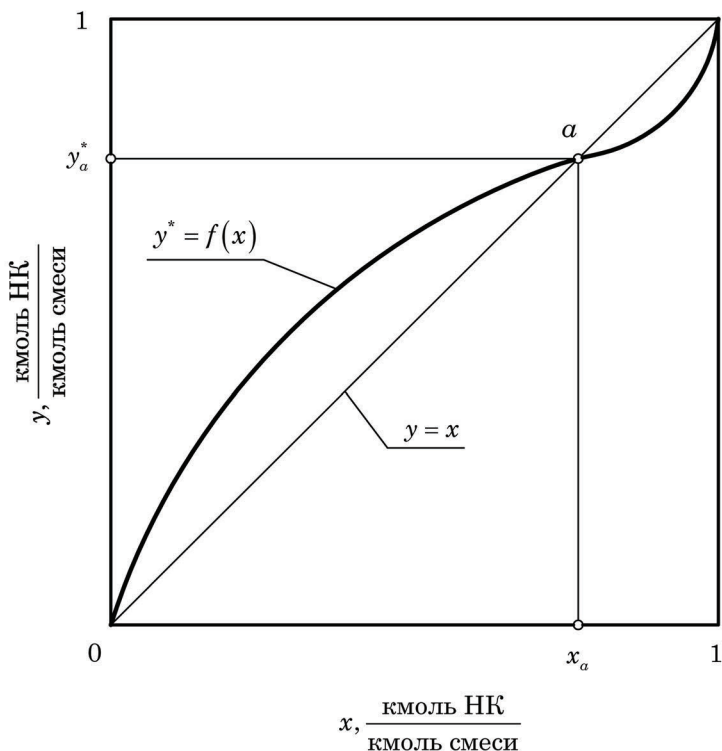


Рис. 2.3. Вид линии равновесия для бинарной смеси с нижней точкой азеотропа:

$y^* = f(x)$ – равновесная линия; $y = x$ – линия равных концентраций

На рис. 2.4 изображена линия равновесия $y^* = f(x)$ для смеси с верхней точкой азеотропа. Для такой смеси НК в пределах $0 < x < x_a$ является труднолетучим, а в диапазоне $x_a < x < 1$ кмоль/кмоль легколетучим.

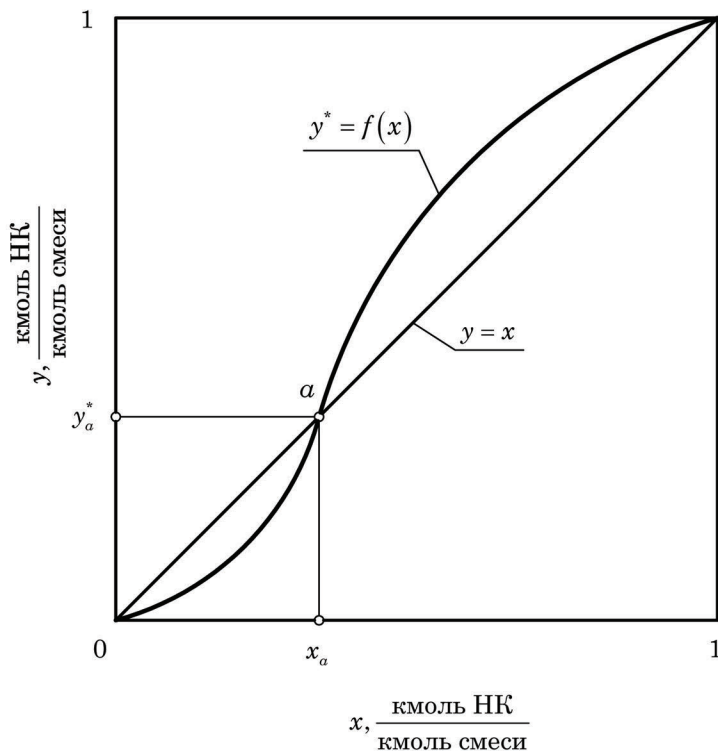


Рис. 2.4. Вид линии равновесия для бинарной смеси с верхней точкой азеотропа:

$y^* = f(x)$ – равновесная линия; $y = x$ – линия равных концентраций

Примечание. Разделение смесей жидкостей, для которых характерны азеотропные составы, при применении обычной ректификации возможно при выполнении условий:

– первый возможный случай:

$$x_W < x_a; \quad x_F < x_a; \quad x_D < x_a;$$

– второй возможный случай:

$$x_W > x_a; \quad x_F > x_a; \quad x_D > x_a.$$

На рис. 2.5, 2.6 и 2.7 представлен вид диаграмм t – x – y для смесей, вид линий равновесия $y^* = f(x)$ которых показан на рис. 2.2, 2.3 и 2.4 соответственно. Ось абсцисс диаграммы t – x – y представляет единую шкалу значений молярных долей НК в жидкости x и паре y .

Значения x и y на ней даются в пределах от нуля до 1 кмоль/кмоль. Ось ординат является шкалой температур t . Для удобства использования через точку на оси абсцисс с координатой $x = y = 1$ кмоль/кмоль проводят вертикаль. Эта вертикаль используется как дублирующая шкала температур.

При построении диаграммы t – x – y в первую очередь наносят две точки (см. рис. 2.5–2.7):

- соответствующую температуре кипения чистого ВК, $t_{\text{ВК}}$;
- соответствующую температуре кипения чистого НК, $t_{\text{НК}}$.

Точка $t_{\text{ВК}}$ наносится при значении $x = y = 0$, т. е. на основную, левую шкалу температур. Точка $t_{\text{НК}}$ наносится при значении $x = y = 1$ кмоль/кмоль, т. е. на дублирующую, правую шкалу температур. Значения $t_{\text{ВК}}$ и $t_{\text{НК}}$ в зависимости от природы индивидуальных жидкостей – компонентов смеси, и давления, при котором осуществляется ректификация, определяются по материалам справочного приложения А настоящего пособия или из литературы [1–6].

Для смеси, компоненты которой не образуют азеотропный состав, на диаграмме t – x – y (см. рис. 2.5) точки $t_{\text{ВК}}$ и $t_{\text{НК}}$ соединяются двумя кривыми. Нижняя из них $t_x = f(x)$ характеризует температуру кипения жидкости (смеси) в зависимости от молярной доли НК в ней x . Данную линию называют линией кипения или линией жидкости. Верхняя линия $t_y = f(y)$ характеризует температуру конденсации пара в зависимости от молярной доли НК в нем. Указанная линия называется линией конденсации или линией пара. Как видно из рис. 2.5, для смеси, компоненты которой не образуют азеотропный состав характерно следующее:

- линии $t_x = f(x)$ и $t_y = f(y)$ образуют одну петлю, проходящую через точки с координатами $x = y = 0$, $t_{\text{ВК}}$ и $x = y = 1$ кмоль/кмоль, $t_{\text{НК}}$;
- линии $t_x = f(x)$ и $t_y = f(y)$ полностью находятся в области температур от $t_{\text{НК}}$ до $t_{\text{ВК}}$.

На рис. 2.6 представлен вид линий $t_x = f(x)$ и $t_y = f(y)$ для смеси с нижней точкой азеотропа. При $x_a = y_a$ линии кипения и конденсации имеют общую точку a , т. е. в точке азеотропа температуры кипения жидкости и конденсации пара t_a одинаковы по величине. При этом $t_a < t_{\text{НК}}$. На рис. 2.7 показан вид линий кипения и конденсации для смеси с верхней точкой азеотропа. Из данного рисунка видно, что для указанной смеси $t_a > t_{\text{ВК}}$. Для азеотропных смесей линии кипения и конденсации на диаграмме t – x – y образуют две взаимосвязанные петли с общей точкой a , имеющей координаты $x_a = y_a$, t_a .

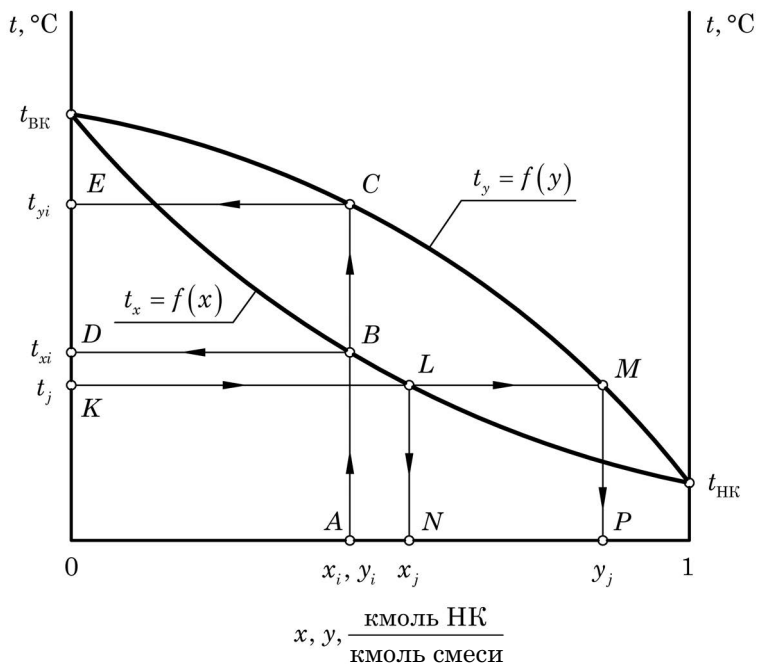


Рис. 2.5. Вид линий кипения и конденсации для бинарной смеси не имеющей азеотропных составов:

$t_x = f(x)$ – зависимость температуры кипения жидкости от ее состава (линия кипения); $t_y = f(y)$ – зависимость температуры конденсации пара от его состава (линия конденсации); ABD – определение температуры кипения жидкости t_{xi} при содержании НК в ней x_i ; ACE – определение температуры конденсации пара t_{yi} при содержании НК в нем y_i ;

KLN – определение содержания НК в жидкости x_j , кипящей при температуре t_j ; KMP – определение содержания НК в паре y_j , конденсирующемся при температуре t_j

При выполнении диаграммы t – x – y протяженность вертикальных осей (шкал температур) и их масштаб следует выбирать следующим образом:

- для смесей, компоненты которых не образуют азеотропные составы, с небольшим запасом в обе стороны от $t_{\text{НК}}$ до $t_{\text{БК}}$;

- смесей с нижней точкой азеотропа с небольшим запасом в обе стороны от t_a до $t_{\text{БК}}$;

2. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

– смесей с верхней точкой азеотропа с небольшим запасом в обе стороны от $t_{\text{НК}}$ до t_a .

При этом масштаб шкал температур диаграммы t – x – y должен обеспечивать визуальное определение значений температур с погрешностью, не превышающей $0,5^\circ\text{C}$.

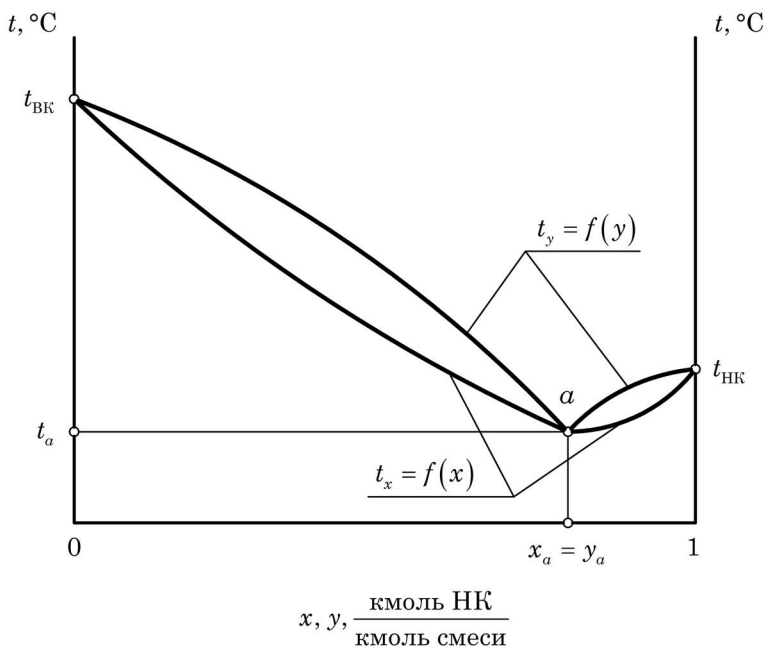
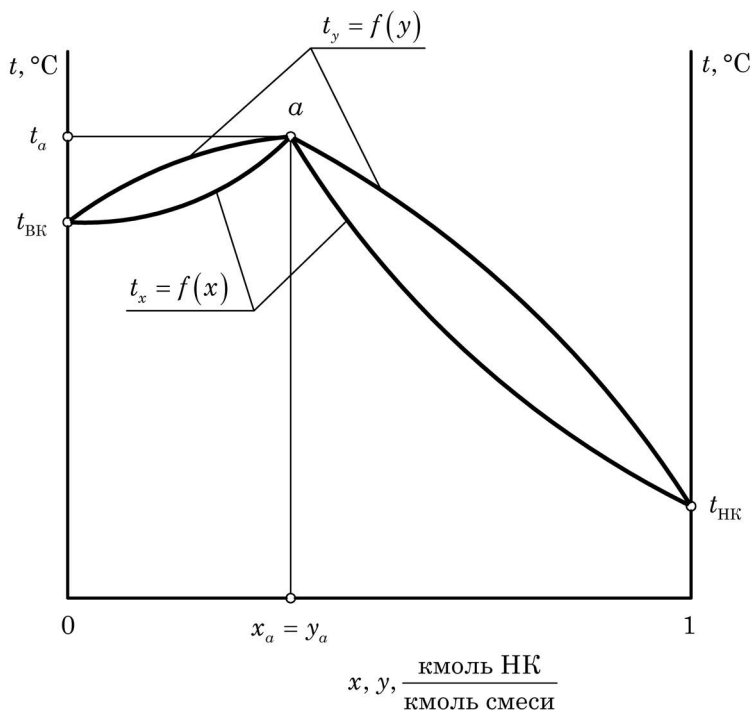


Рис. 2.6. Диаграмма t – x – y для бинарной смеси с нижней точкой азеотропа

Линию равновесия $y^* = f(x)$ на диаграмме x – y и линии кипения $t_x = f(x)$ и конденсации $t_y = f(y)$ на диаграмме t – x – y строят по точкам, используя справочные данные, полученные экспериментальным путем. Эти данные содержатся в фундаментальных справочниках [7–11], пособиях [1–3] и другой литературе. Некоторые данные по равновесию систем жидкость – пар для бинарных смесей представлены в справочном приложении А настоящего пособия. При использовании справочного материала следует особое внимание обратить на соответствие давления, для которого представлены данные по равновесию, рабочему давлению в ректификационной колонне.

Рис. 2.7. Диаграмма t – x – y для бинарной смеси с верхней точкой азеотропа

При отсутствии справочных данных по равновесию для смеси, указанной в задании на проектирование, допускается принять эту смесь идеальной. В таком случае равновесные составы пара и жидкости, а также температуры кипения жидкости и конденсации пара рассчитываются с использованием уравнения закона Рауля [1, 12, 13]. Подробный пример такого расчета приведен в пособии [1] (см. пример 7.4, с. 326–327).

Расчеты условий равновесия с использованием уравнения закона Рауля существенно упрощаются, если предварительно определена относительная летучесть компонентов смеси α . Ее величину рассчитывают по формуле

$$\alpha = \frac{p_{\text{НК}}}{p_{\text{ВК}}}, \quad (2.27)$$

где $p_{\text{НК}}$ и $p_{\text{БК}}$ — давления насыщенного пара низкокипящего и высококипящего компонентов смеси соответственно при их одинаковой определяющей температуре, Па.

Значения $p_{\text{НК}}$ и $p_{\text{БК}}$ берут из справочных материалов [1–5] или справочного приложения А настоящего пособия. При этом определяющую температуру $t_{\text{опр}}$ рекомендуется вычислить следующим образом:

$$t_{\text{опр}} = 0,5(t_{\text{НК}} + t_{\text{БК}}). \quad (2.28)$$

Уравнение, которое устанавливает взаимосвязь величин y^* и x и вытекает из уравнения закона Рауля, с учетом вышеизложенного принимает вид

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}. \quad (2.29)$$

2.3. РАБОЧИЕ ЛИНИИ КОЛОННЫ. МИНИМАЛЬНОЕ И РАБОЧЕЕ ФЛЕГМОВЫЕ ЧИСЛА

2.3.1. Рабочие линии колонны и их построение на диаграмме x – y

2.3.1.1. Рабочие линии ректификационной колонны отображают взаимосвязь концентраций НК в жидкости и паре в различных сечениях контактной части аппарата. Информация о рабочих составах жидкости и пара в том или ином сечении позволяет определить их температуры, плотность, вязкость и другие физические свойства, а также массовые и объемные расходы и движущие силы процесса в фазах. Уравнение рабочих линий ректификационной колонны имеют следующий вид:

– для исчерпывающей части

$$y_{\text{н}} = \frac{R+f}{R+1} x_{\text{н}} + \frac{1-f}{R+1} x_{\text{в}}; \quad (2.30)$$

– укрепляющей части

$$y_{\text{в}} = \frac{R}{R+1} x_{\text{в}} + \frac{x_{\text{Д}}}{R+1}, \quad (2.31)$$

где y_n и y_b – молярная доля НК в паре в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны соответственно, кмоль/кмоль; x_n и x_b – молярная доля НК в жидкости в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны соответственно, кмоль/кмоль.

2.3.1.2. Построение рабочих линий ректификационной колонны на диаграмме x – y может быть осуществлено различными методами [1–3, 12–19]. Ниже изложен один из них, рекомендуемый авторами пособия. Этот метод содержит минимум операций и позволяет не выполнять на диаграмме излишние вспомогательные линии и точки. Для выполнения построений достаточно, чтобы были известны x_W, x_F и x_D , а также флегмовое число R . Необходимые действия при построении рабочих линий проиллюстрированы рис. 2.8 и выполняются следующим образом:

- на линию равных концентраций $y = x$ наносятся точки $A(x_W; y_W = x_W)$ и $B(x_D; y_D = x_D)$;

- в уравнение рабочей линии укрепляющей части колонны (2.31) вместо x_b подставляют значение x_F , вычисляя значение $y_b = y_F$;

- на диаграмму наносят точку $C(x_F; y_F)$;

- соединяют точку C отрезками прямых линий с точками A и B .

Полученные в результате построений отрезки AC и BC являются рабочими линиями исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно.

Примечание. Если рабочие линии построены при рабочем флегмовом числе R , а оно больше минимально возможного флегмового числа (минимального) $R_{\min}$, то эти линии полностью лежат ниже линии равновесия $y^* = f(x)$. Также рабочие линии ректификационной колонны не могут находиться полностью или частично ниже линии равных составов $x = y$.

2.3.2. Определение минимального флегмового числа

2.3.2.1. Минимальное флегмовое число $R_{\min}$ определяется из условия минимальной, стремящейся к нулю средней движущей силы процесса ректификации. Указанное условие выполняется в том случае, если хотя бы в одном из сечений ректификационной колонны фазы находятся в состоянии равновесия, т. е. значение рабочей

концентрации НК в фазе соответствует ее равновесной величине. При графическом отображении процесса на диаграмме x – y при $R_{\min}$ рабочая линия (рабочие линии) касается равновесной.

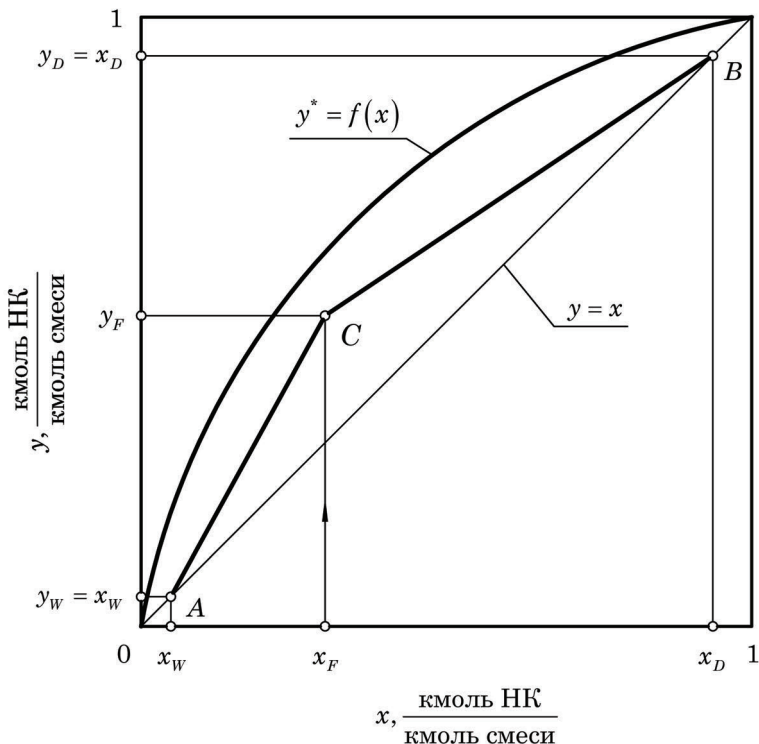


Рис. 2.8. К построению рабочих линий ректификационной колонны:

AC – рабочая линия исчерпывающей части колонны;

BC – рабочая линия укрепляющей части колонны;

$y = x$ – линия равных концентраций; $y^* = f(x)$ – линия равновесия

2.3.2.2. На рис. 2.9 показано положение рабочих линий ректификационной колонны при минимальном флегмовом числе для самого распространенного случая: обе рабочие линии касаются линии равновесия в точке C^* с координатами x_F^* и y_F^* (y_F^* – молярная доля НК в паре, равновесном с жидким питанием, кмоль/кмоль). При этом $R_{\min}$ рассчитывают по формуле

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}. \quad (2.32)$$

На практике значение y_F^* проще всего определить графическим путем, используя построенную на диаграмме x – y линию равновесия. Для этого (см. рис. 2.9) значение x_F проецируют на линию равновесия $y^* = f(x)$, получая точку C^* . Затем для этой точки определяют ординату y_F^* .

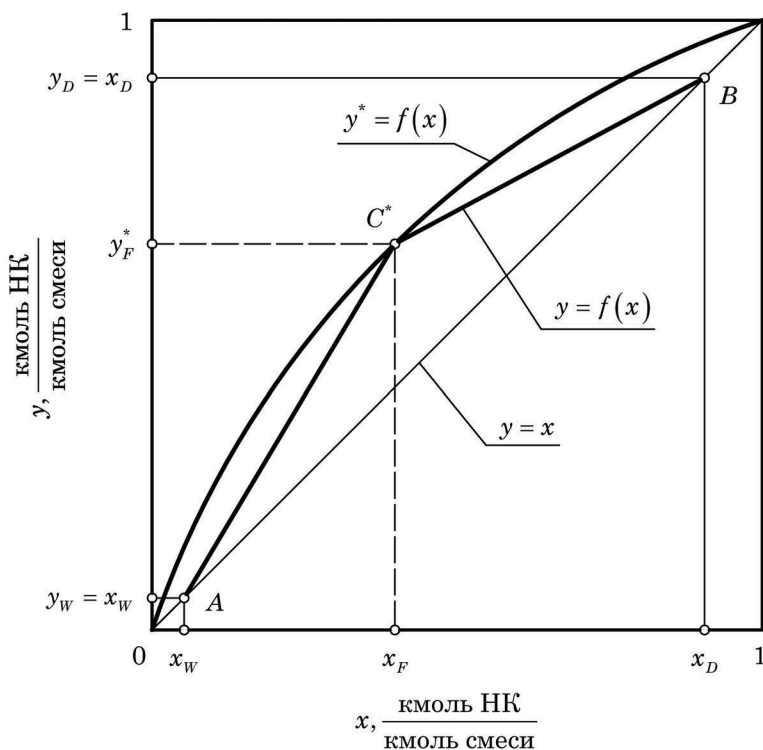


Рис. 2.9. К определению $R_{\min}$ при касании равновесной и рабочей линий в точке $C^*(x = x_F; y = y_F^*)$

При некоторых сочетаниях x_W, x_F и x_D и видах линий равновесия $y^* = f(x)$, имеющих несколько точек перегиба, определенное по формуле (2.32) флегмовое число не будет являться минимальным.

При наличии нескольких точек перегиба линии равновесия $y^* = f(x)$ и при координатах точки соединения рабочих линий исчерпывающей и укрепляющей частей колонны C^* x_F и y_F^* возможно пересечение рабочей линии:

– укрепляющей части колонны BC^* с линией равновесия, как показано на рис. 2.10 (одна из точек перегиба линии $y^* = f(x)$ лежит в области между x_F и x_D);

– исчерпывающей части колонны AC^* с линией равновесия, как показано на рис. 2.11 (одна из точек перегиба линии $y^* = f(x)$ находится в области между x_W и x_F).

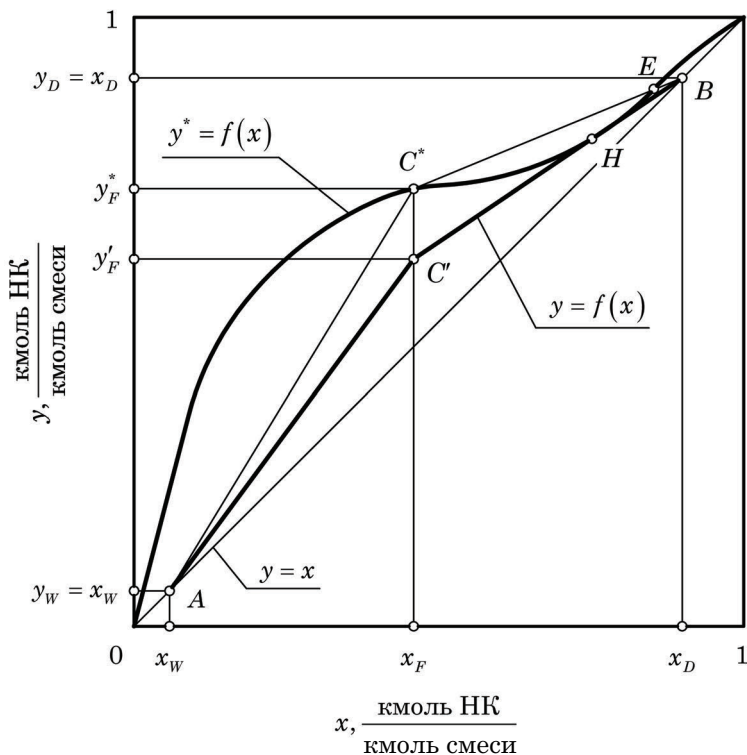


Рис. 2.10. К определению $R_{\min}$ при касании рабочей линии укрепляющей части колонны и равновесной линии в области $x_F < x < x_D$

В таких случаях в пределах изменения концентраций жидкости от x_F до x_E (рис. 2.10, участок C^*E рабочей линии укрепляющей части колонны) и от x_I до x_F (рис. 2.11, участок IC^* рабочей линии исчерпывающей части колонны) движущая сила процесса представляется отрицательной, что физически невозможно. При указанных результатах построения рабочих линий AC^* и BC^* для определения $R_{\min}$ следует использовать метод касательной. Сущность метода изложена ниже.

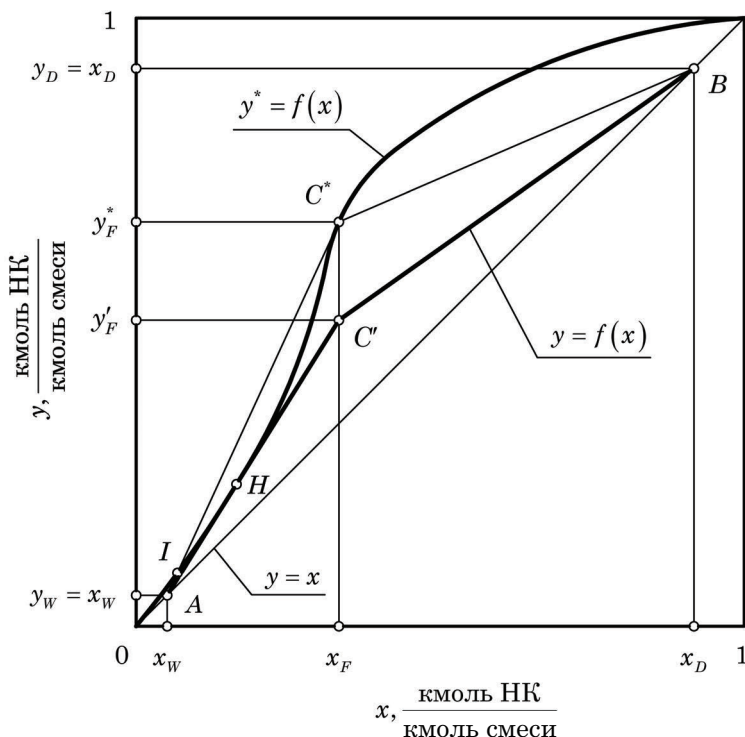


Рис. 2.11. К определению $R_{\min}$ при касании рабочей линии исчерпывающей части колонны и равновесной линии в области $x_W < x < x_F$

В случае, представленном на рис. 2.10, необходимо выполнить рабочую линию укрепляющей части колонны BC' таким образом, чтобы она являлась касательной линии равновесия $y^* = f(x)$. В слу-

чае, представленном на рис. 2.11, необходимо выполнить рабочую линию исчерпывающей части колонны AC' таким образом, чтобы она являлась касательной к линии равновесия. Точки касания на обоих рисунках обозначены H . Затем из графика (рис. 2.10 или рис. 2.11) определяется ордината точки C' – точка пересечения вертикали x_F с касательной, а именно y'_F . Расчет $R_{\min}$ в дальнейшем ведут по зависимости

$$R_{\min} = \frac{x_D - y'_F}{y'_F - x_F}. \quad (2.33)$$

Примечание. Если в результате графических построений (расчетов, анализа другого рода) получено $y_F^* \geq x_D$, это означает, что колонна является неполной, состоит только из исчерпывающей части. Такие колонны называют отгонными, они работают без флегмы с подачей питания на верхнюю тарелку [15–17, 20, 21].

2.3.3. Определение рабочего флегмового числа

Рабочее флегмовое число должно быть оптимальным (близким к оптимальному). При оптимальном флегмовом числе обеспечиваются наилучшие технико-экономические показатели работы колонны, т. е. процесс разделения имеет наименьшую себестоимость. В дальнейшем рабочее и оптимальное флегмовые числа будут обозначаться $R_{\text{опт}}$.

2.3.3.1. Простейшей зависимостью для приближенного расчета $R_{\text{опт}}$ является эмпирическое уравнение Джилиленда [1–3, 15–17]

$$R_{\text{опт}} = 1,3R_{\min} + 0,3. \quad (2.34)$$

2.3.3.2. Более точно по сравнению с расчетом по формуле (2.34) значение $R_{\text{опт}}$ определяется путем построения и анализа графика функции $N_T(R+1) = f(R)$, где N_T – число теоретических тарелок, обеспечивающих заданное разделение смеси в колонне при данном значении флегмового числа R . В качестве аргумента функции может быть использован коэффициент избытка флегмы β_R , который рассчитывается по формуле

$$\beta_R = \frac{R}{R_{\min}}. \quad (2.35)$$

Построение графика функции $N_T(R+1) = f(R)$ рекомендуется проводить в пределах изменения R от R' до R'' . Значение R' при

этом принимают в пределах от $1,05R_{\min}$ до $1,1R_{\min}$. Значение R'' с учетом (2.34) рассчитывают по формуле

$$R'' = 2R_{\min} + 0,5. \quad (2.36)$$

В интервале от R' до R'' берут несколько промежуточных значений R (обычно от четырех до шести). Исходя из практического опыта, шаг изменения R в указанном интервале следует брать неравномерным: меньшим – у граничного значения R' , большим – у граничного значения R'' . Затем для всех значений R , включая R' и R'' , получают в явном виде уравнение рабочей линии укрепляющей части колонны, используя формулу (2.31). В явном виде эти уравнения записываются как

$$y_{\text{в}} = ax_{\text{в}} + b, \quad (2.37)$$

где $a = \frac{R}{R+1}$ и $b = \frac{x_D}{R+1}$ – числовые коэффициенты, соответствующие конкретному значению R .

После получения ряда уравнений в виде, представленном формулой (2.37), на диаграмме x – y выполняют построение рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны. Указания по построению рабочих линий изложены в подпункте 2.3.1.2 настоящего раздела. При этом на диаграмму x – y должна быть нанесена линия равновесия $y^* = f(x)$. В итоге необходимо выполнить рабочие линии при шести-восьми значениях R (шесть-восемь пар рабочих линий). С целью обеспечения нормального восприятия и прочтения диаграмм на одном рисунке следует выполнять рабочие линии для одного или двух значений R . Таким образом, число диаграмм x – y (рисунков), используемых для определения $R_{\text{онт}}$, составит не менее трех. Далее на данных диаграммах выполняются построения, в результате которых определяется $N_{\text{т}}$ для ректификационной колонны, работающей при различных значениях R .

2.3.3.3. Для определения $N_{\text{т}}$ обычно используют графический метод Мак-Кэба и Тиле [1–3, 12–23]. Сущность этого метода пояснена рис. 2.12. Для определения $N_{\text{т}}$ на участке изменения составов жидкой фазы от $x_{\text{в}}$ до $x_{\text{д}}$ между равновесной линией и рабочими линиями AC и BC вписывают ломанную линию из взаимосвязанных прямоугольных ступенек (ступеньки Bed , dhg и т. д.). В большинстве источников рекомендуется построения начинать из точки B ($x_{\text{д}}$; $y_{\text{д}} = x_{\text{д}}$).

2. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

Каждая из ступенек показывает изменение составов жидкой (горизонтальный участок ступеньки) и паровой (вертикальный участок) фаз на теоретической тарелке. Более подробно о сущности понятия «теоретическая тарелка», о построении ступенек, характеризующих изменение составов фаз на теоретических тарелках, описано в подпункте 1.5.1.9 раздела 1 настоящего пособия. При расчетах $R_{\text{опт}}$ число N_t следует определять с точностью до десятых долей.

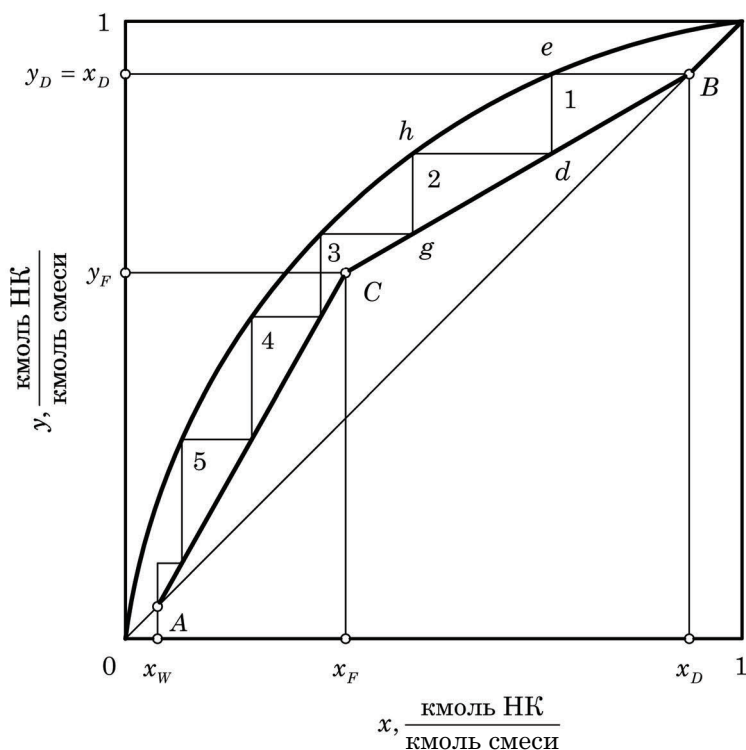


Рис. 2.12. К определению N_t для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле

Значение N_t достаточно корректно определяется графическим путем, если наименьшая длина вертикальной или горизонтальной части ступеньки на диаграмме x – y (теоретической та-

релки) составляет не менее 3 мм. В противном случае для определения числа теоретических тарелок на проблемном участке диаграммы $x-y$ (ее участке, на котором ступеньки сложно и невозможно вписать и сосчитать), следует применить следующий метод. Проблемный участок диаграммы $x-y$ с нанесенными равновесной и рабочей линией выполняют в увеличенном масштабе [15, 24]. Для этого фрагмента диаграммы $x-y$ построения числа теоретических тарелок выполняют, придерживаясь указаний, изложенных ранее.

Примечания: 1. При необходимости может быть применено многократное последовательное масштабирование фрагмента диаграммы $x-y$.

2. Фрагмент диаграммы в увеличенном масштабе рекомендуется выполнять начиная с границы составов фаз, при которых теоретическая тарелка четко вписывается и визуально определяется.

Для определения N_t на участках диаграмм $x-y$, находящихся в областях $x \rightarrow 0, x \rightarrow 1$ кмоль/кмоль, вместо масштабирования может быть применен метод Хорвата и Шуберта [16, 25]. Если проблемный участок находится в области составов жидкости, прилегающей x_o , можно использовать модифицированный вариант метода Хорвата и Шуберта изложенный в статье [25].

2.3.3.4. Вид графика функции $N_t(R+1) = f(R)$ показан на рис. 2.13. Из графика видно, что $R_{\text{опт}}$ соответствует минимуму функции $N_t(R+1) = f(R)$. При построении графика, выборе масштабов необходимо учитывать следующее: на основной части участка в области $R < R_{\text{опт}}$ график функции – круто падающая кривая, в области $R > R_{\text{опт}}$ – плавно восходящая.

График на рис. 2.13 специально показан с численными значениями R и $N_t(R+1)$ для того, чтобы представить образец таблицы (см. табл. 2.1). Таблицу рекомендуется выполнить перед построением графика. В нее сведены значения коэффициентов a и b , y_F (необходимы для получения уравнения рабочей линии укрепляющей части колонны в явном виде (2.37) и построения рабочих линий на диаграмме $x-y$), N_t (получают методом, описанным в предыдущем пункте настоящего раздела) и $N_t(R+1)$ при различных величинах R .

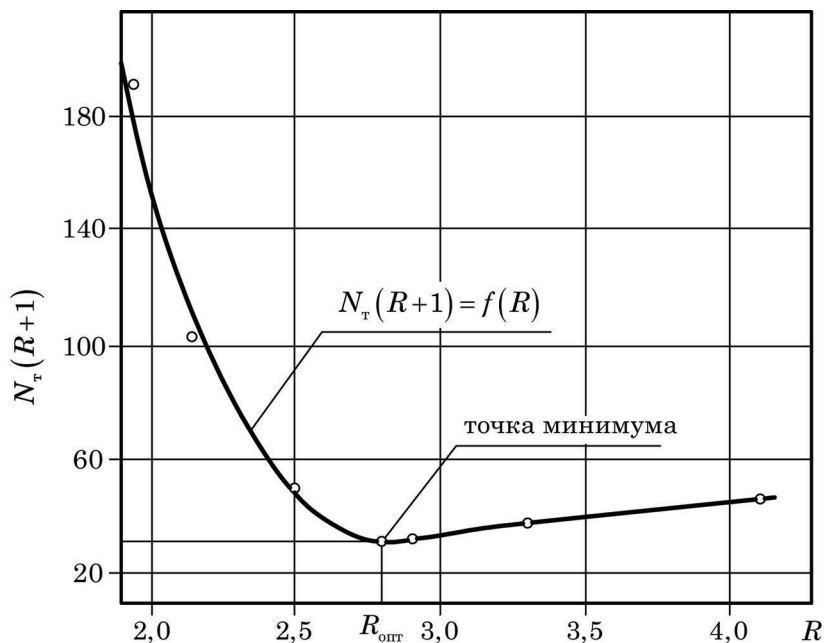
Рис. 2.13. К определению $R_{\text{опт}}$ по графику функции $N_T(R+1) = f(R)$

Таблица 2.1

**Исходные данные и результаты расчетов
к построению графика функции $N_T(R+1) = f(R)$**

R	1,95	2,15	2,5	2,9	3,3	4,4
a	0,661	0,683	0,714	0,744	0,767	0,804
b , кмоль/кмоль	0,329	0,308	0,277	0,249	0,226	0,190
y_F , кмоль/кмоль	0,660	0,651	0,634	0,621	0,610	0,592
N_T , штук	65,0	33,0	15,7	9,2	9,0	8,7
$N_T(R+1)$	192	104	55	36	39	44

2.4. РАБОЧИЕ ЛИНИИ КОЛОННЫ ПРИ ОПТИМАЛЬНОМ ФЛЕГМОВОМ ЧИСЛЕ

При оптимальном флегмовом числе уравнения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны (см. формулы (2.31) и (2.30) соответственно) принимают вид:

$$y_{\text{в}} = \frac{R_{\text{опт}}}{R_{\text{опт}} + 1} x_{\text{в}} + \frac{x_D}{R_{\text{опт}} + 1}; \quad (2.38)$$

$$y_{\text{н}} = \frac{R_{\text{опт}} + f}{R_{\text{опт}} + 1} x_{\text{н}} + \frac{1 - f}{R_{\text{опт}} + 1} x_W. \quad (2.39)$$

2.5. УСТАНОВЛЕНИЕ СРЕДНИХ ПАРАМЕТРОВ ЖИДКОСТИ И ПАРА В УКРЕПЛЯЮЩЕЙ И ИСЧЕРПЫВАЮЩЕЙ ЧАСТЯХ КОЛОННЫ

К параметрам жидкости и пара, которые используются при дальнейших расчетах колонны, относятся их составы, молярные массы, температуры, плотности, динамические вязкости и расходы – молярные, массовые и объемные. Молярный расход пара G , кмоль/с, согласно принятым ранее допущениям, считают неизменным по высоте колонны. Также считаются неизменными молярные расходы жидкости в укрепляющей $L_{\text{в}}$, кмоль/с, и исчерпывающей $L_{\text{н}}$, кмоль/с, частях колонны. Остальные параметры, в том числе массовые и объемные расходы, изменяются по высоте колонны. С целью упрощения расчетов и, с другой стороны, получения результатов с достаточной точностью составы фаз, их молярные массы, температуры, плотности, динамические вязкости, массовые и объемные расходы определяются отдельно для укрепляющей и исчерпывающей частей. При этом данные параметры осредняются для каждой из частей колонны.

2.5.1. Расчет средних составов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в жидкости в укрепляющей $x_{в.с}$, кмоль/кмоль, и исчерпывающей $x_{н.с}$, кмоль/кмоль, частях колонны рассчитывают по формулам:

$$x_{в.с} = 0,5(x_F + x_D); \quad (2.40)$$

$$x_{н.с} = 0,5(x_W + x_F). \quad (2.41)$$

2.5.2. Определение средних составов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в паре в укрепляющей $y_{в.с}$, кмоль/кмоль, и исчерпывающей $y_{н.с}$, кмоль/кмоль, частях колонны можно определить тремя несложными методами, изложенными в следующих подпунктах.

2.5.2.1. Расчетным путем $y_{в.с}$ и $y_{н.с}$ определяют следующим образом. В уравнении рабочей линии укрепляющей части колонны, записанном для оптимального флегмового числа (уравнение (2.38)), заменяют y_b и x_b на $y_{в.с}$ и $x_{в.с}$. После этого оно приобретает вид

$$y_{в.с} = \frac{R_{\text{опт}}}{R_{\text{опт}} + 1} x_{в.с} + \frac{x_D}{R_{\text{опт}} + 1}. \quad (2.42)$$

В уравнение (2.42) подставляют $x_{в.с}$, определенное по формуле (2.40), и вычисляют $y_{в.с}$.

Подобные замены проводят в уравнении рабочей линии исчерпывающей части колонны (2.39), после чего оно приобретает вид

$$y_{н.с} = \frac{R_{\text{опт}} + f}{R_{\text{опт}} + 1} x_{н.с} + \frac{1 - f}{R_{\text{опт}} + 1} x_W. \quad (2.43)$$

После этого в уравнение (2.43) подставляют $x_{н.с}$, вычисленное по формуле (2.41), и определяют значение $y_{н.с}$.

2.5.2.2. Для расчета $y_{в.с}$ и $y_{н.с}$ вторым способом необходимо определение молярной доли НК в паре в месте ввода питания y_F

2.5. Установление средних параметров жидкости и пара

(точка соединения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны при $R_{\text{опт}}$ – точка C на рис. 2.14). Ордината этой точки определяется, исходя из уравнения (2.31), по формуле

$$y_F = \frac{R_{\text{опт}}}{R_{\text{опт}} + 1} x_F + \frac{x_D}{R_{\text{опт}} + 1} \quad (2.44)$$

либо графическим путем.

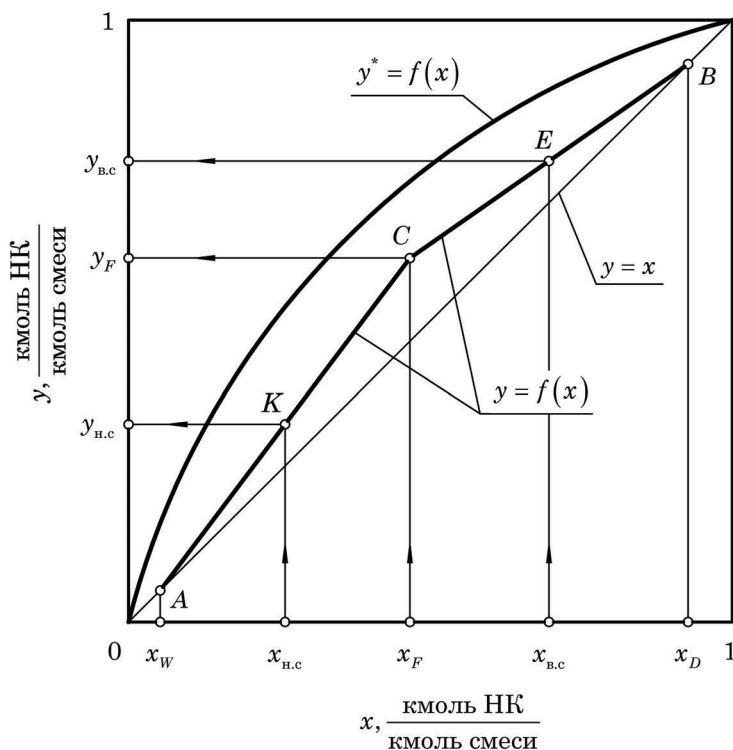


Рис. 2.14. К определению средних составов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Определение y_F графическим путем заключается в установлении численного значения этой координаты (ординаты точки C) на диаграмме x – y с построенными на ней при $R_{\text{опт}}$ рабочими линиями AC и BC , как показано на рис. 2.14.

После того как значение y_F установлено расчетным или графическим путем, производят вычисления по формулам:

$$y_{в.с} = 0,5(x_D + y_F); \quad (2.45)$$

$$y_{н.с} = 0,5(x_W + y_F). \quad (2.46)$$

2.5.2.3. Графическое определение $y_{в.с}$ и $y_{н.с}$ является самым простым, но дает результаты с наименьшей точностью. Определение $y_{в.с}$ и $y_{н.с}$ графическим путем показано на рис. 2.14. Для этого на ось абсцисс диаграммы x – y с рабочими линиями укрепляющей и исчерпывающей частей колонны BC и AC соответственно, выполненными при $R_{опт}$, наносят точки с координатами $x_{в.с}$ и $x_{н.с}$. Затем точку $x_{в.с}$ проецируют на рабочую линию BC и получают на ней точку E , а точку $x_{н.с}$ – на линию AC , получают на ней точку K . Вертикальная координата точки E – значение $y_{в.с}$, а вертикальная координата точки K – значение $y_{н.с}$.

2.5.3. Расчет средних молярных масс жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

2.5.3.1. Средняя молярная масса жидкости в укрепляющей части колонны $M_{хв}$, кг/кмоль, рассчитывается по формуле

$$M_{хв} = M_{НК}x_{в.с} + M_{БК}(1 - x_{в.с}). \quad (2.47)$$

2.5.3.2. Средняя молярная масса жидкости в исчерпывающей части колонны $M_{хн}$, кг/кмоль, определяется по формуле

$$M_{хн} = M_{НК}x_{н.с} + M_{БК}(1 - x_{н.с}). \quad (2.48)$$

2.5.3.3. Средняя молярная масса пара в укрепляющей части колонны M_{yb} , кг/кмоль, рассчитывается по формуле

$$M_{yb} = M_{НК}y_{в.с} + M_{БК}(1 - y_{в.с}). \quad (2.49)$$

2.5.3.4. Средняя молярная масса пара в исчерпывающей части колонны M_{yh} , кг/кмоль, определяется по формуле

$$M_{yh} = M_{НК}y_{н.с} + M_{БК}(1 - y_{н.с}). \quad (2.50)$$

2.5.4. Определение температур жидкости и пара

Для определения плотности и других параметров жидкости и пара, а также для некоторых последующих расчетов требуется установление температур данных фаз в колонне. Эти температуры определяются при использовании диаграммы t - x - y . Рекомендуемые действия по установлению необходимых температур показаны на рис. 2.15.

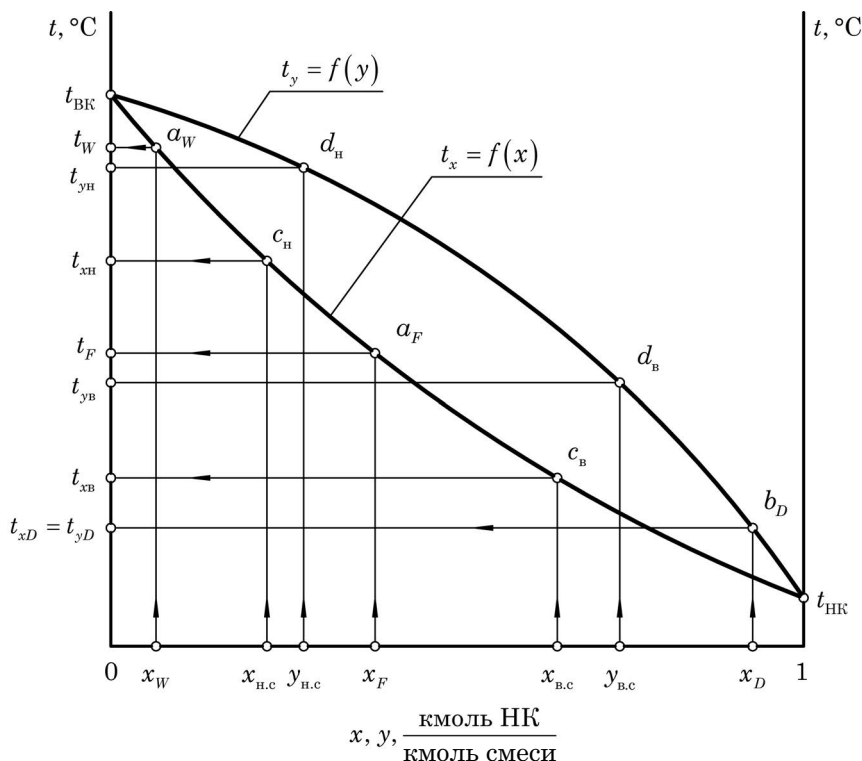


Рис. 2.15. К определению температур жидкости и пара в ректификационной колонне

2.5.4.1. Питание в колонну обычно подается в жидком виде при температуре кипения $t_F, ^\circ\text{C}$ (или близкой к ней). Для определения температуры кипения питания t_F на горизонтальную ось диаграммы

t - x - y следует нанести точку с координатой x_F (см. рис. 2.15). Затем эту точку проецируют на линию кипения жидкости $t_x = f(x)$, получая точку a_F . Значение вертикальной координаты точки a_F , отсчитанное по шкале температур, является значением t_F .

2.5.4.2. Кубовый остаток покидает колонну при своей температуре кипения t_W , °C. Для определения этой температуры на горизонтальную ось диаграммы t - x - y наносят точку с координатой x_W , как показано на рис. 2.15. Затем эту точку проецируют на линию кипения жидкости $t_x = f(x)$, получая точку a_W . Вертикальная координата точки a_W , отсчитанная по шкале температур, дает значение t_W .

2.5.4.3. Для определения температуры паров флегмы и дистиллята t_{yD} , °C, на горизонтальную ось диаграммы t - x - y необходимо нанести точку с координатой x_D (см. рис. 2.15) и спроецировать указанную точку на линию конденсации пара $t_y = f(y)$, получив при этом на ней точку b_D . Вертикальная координата точки b_D , определенная по шкале температур, дает значение t_{yD} . При этом температура жидких флегмы и дистиллята t_{xD} , °C, которые отводятся из дефлегматора ректификационной установки, принимается равной t_{yD} .

2.5.4.4. Для определения средней температуры жидкости в укрепляющей части колонны t_{xb} , °C, на горизонтальную ось диаграммы t - x - y наносят точку с координатой $x_{в.с}$ и эту точку проецируют на линию кипения жидкости $t_x = f(x)$, как показано на рис. 2.15. На линии $t_x = f(x)$ получают точку c_b , вертикальная координата которой, определенная по шкале температур, является значением t_{xb} .

2.5.4.5. Для определения средней температуры жидкости в исчерпывающей части колонны t_{xn} , °C, на горизонтальную ось диаграммы t - x - y наносят точку с координатой $x_{н.с}$. Далее эту точку проецируют на линию кипения жидкости $t_x = f(x)$ и получают на указанной линии точку c_n (см. рис. 2.15). Вертикальная координата точки c_n , значение которой определяется по шкале температур, дает величину t_{xn} .

2.5.4.6. Для определения средней температуры пара в укрепляющей части колонны t_{yb} , °C, на горизонтальную ось диаграммы t - x - y наносят точку с координатой $y_{в.с}$, эту точку проецируют на линию конденсации пара $t_y = f(y)$ с получением точки d_b , как показано на рис. 2.15. Вертикальная координата точки d_b , определенная по шкале температур, является значением t_{yb} .

2.5.4.7. Для определения средней температуры пара в испаряющейся части колонны $t_{\text{yn}}, ^\circ\text{C}$, на горизонтальную ось диаграммы $t-x-y$ наносят точку с координатой $y_{\text{н.с}}$. Точку проецируют на линию конденсации пара $t_y = f(y)$ и получают на этой линии точку $d_{\text{н}}$ (см. рис. 2.15). По шкале температур определяют значение вертикальной координаты точки $d_{\text{н}}$, которая является величиной t_{yn} .

2.5.5. Расчет плотности жидкости и пара

Для расчетов ректификационной колонны и ректификационной установки в целом актуально определение плотностей:

- жидких кубового остатка, питания и дистиллята (флегмы) ρ_W, ρ_F и ρ_D соответственно, кг/м^3 ;
- жидкостей среднего состава в укрепляющей и испаряющейся частях колонны $\rho_{\text{хв}}$ и $\rho_{\text{хн}}$ соответственно, кг/м^3 ;
- паров флегмы и дистиллята ρ_{yD} , кг/м^3 ;
- паров среднего состава в укрепляющей и испаряющейся частях колонны $\rho_{yв}$ и $\rho_{yн}$ соответственно, кг/м^3 .

2.5.5.1. Расчет плотностей жидкостей $\rho_W, \rho_F, \rho_D, \rho_{\text{хв}}$ и $\rho_{\text{хн}}$ ведут по формуле (2.22). При использовании указанной формулы вместо $\bar{x}_i$ подставляют конкретную массовую долю НК в конкретной жидкости: для расчета ρ_W – $\bar{x}_W$; для расчета ρ_F – $\bar{x}_F$; для расчета ρ_D – $\bar{x}_D$; для расчета $\rho_{\text{хв}}$ – массовую долю НК в жидкости среднего состава в укрепляющей части колонны $\bar{x}_{\text{в.с}}$, кг/кг ; для расчета $\rho_{\text{хн}}$ – массовую долю НК в жидкости среднего состава в испаряющейся части колонны $\bar{x}_{\text{н.с}}$, кг/кг .

Пересчет x_W, x_F и x_D в $\bar{x}_W, \bar{x}_F$ и $\bar{x}_D$ соответственно осуществляют по формулам (2.5), (2.1) и (2.3).

Пересчет молярных долей $x_{\text{в.с}}$ и $x_{\text{н.с}}$ в массовые $\bar{x}_{\text{в.с}}$ и $\bar{x}_{\text{н.с}}$ соответственно проводят, используя зависимости:

$$\bar{x}_{\text{в.с}} = \frac{x_{\text{в.с}} M_{\text{НК}}}{M_{\text{НК}} x_{\text{в.с}} + M_{\text{БК}} (1 - x_{\text{в.с}})}; \quad (2.51)$$

$$\bar{x}_{\text{н.с}} = \frac{x_{\text{н.с}} M_{\text{НК}}}{M_{\text{НК}} x_{\text{н.с}} + M_{\text{БК}} (1 - x_{\text{н.с}})}. \quad (2.52)$$

При использовании формулы (2.22) следует брать плотности компонентов ρ_{HK} и ρ_{BK} при соответствующих температурах, а именно для расчета:

- ρ_W при t_W ;
- ρ_F при t_F ;
- ρ_D при t_{xD} ;
- $\rho_{xв}$ при $t_{xв}$;
- $\rho_{xн}$ при $t_{xн}$.

2.5.5.2. Расчет плотностей паров $\rho_{yD}, \rho_{yв}, \rho_{yн}$ проводят, принимая допущение постоянства давления по высоте колонны, по следующим формулам:

$$\rho_{yD} = \frac{M_D}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yD} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}; \quad (2.53)$$

$$\rho_{yв} = \frac{M_{yв}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yв} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}; \quad (2.54)$$

$$\rho_{yн} = \frac{M_{yн}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yн} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}, \quad (2.55)$$

где P – рабочее давление в колонне, Па; P_0 – нормальное барометрическое давление, Па.

2.5.6. Расчет массовых расходов жидкости и пара

2.5.6.1. Массовые расходы жидких продуктов (питания, дистиллята и кубового остатка) $\bar{G}_F, \bar{G}_D$ и $\bar{G}_W$, если они не были определены ранее, рассчитывают по формулам (2.15), (2.16) и (2.17) соответственно. Массовый расход флегмы $\bar{G}_R$, кг/с, можно вычислить по одной из следующих формул:

$$\bar{G}_R = \bar{G}_D R_{\text{опт}}; \quad (2.56)$$

$$\bar{G}_R = G_R M_D, \quad (2.57)$$

где $G_R = DR_{\text{опт}}$ – молярный расход флегмы, кмоль/с.

2.5.6.2. Средние массовые расходы жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{xв}$ и $\bar{G}_{xн}$ соответственно, кг/с, определяют по зависимостям:

$$\bar{G}_{\text{хв}} = M_{\text{хв}} DR_{\text{опт}}; \quad (2.58)$$

$$\bar{G}_{\text{хн}} = M_{\text{хн}} D(R_{\text{опт}} + f). \quad (2.59)$$

Формула (2.59) также может быть представлена в виде

$$\bar{G}_{\text{хн}} = M_{\text{хн}} (DR_{\text{опт}} + F). \quad (2.60)$$

2.5.6.3. Массовый расход паров флегмы и дистиллята, покидающих колонну, $\bar{G}$, кг/с, рассчитывают по одной из формул:

$$\bar{G} = \bar{G}_R + \bar{G}_D; \quad (2.61)$$

$$\bar{G} = \bar{G}_D (R_{\text{опт}} + 1); \quad (2.62)$$

$$\bar{G} = M_D D(R_{\text{опт}} + 1). \quad (2.63)$$

2.5.6.4. Средние массовые расходы паров в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{\text{ув}}$ и $\bar{G}_{\text{ун}}$ соответственно, кг/с, определяют по следующим зависимостям:

$$\bar{G}_{\text{ув}} = M_{\text{ув}} D(R_{\text{опт}} + 1); \quad (2.64)$$

$$\bar{G}_{\text{ун}} = M_{\text{ун}} D(R_{\text{опт}} + 1). \quad (2.65)$$

2.5.7. Расчет объемных расходов жидкости и пара

2.5.7.1. Объемный расход паров флегмы и дистиллята при рабочих условиях V_G , м³/с, рассчитывают по формуле

$$V_G = \frac{\bar{G}}{\rho_{yD}}. \quad (2.66)$$

2.5.7.2. Для расчета средних объемных расходов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $V_{\text{ув}}$ и $V_{\text{ун}}$ соответственно, м³/с, используют зависимости:

$$V_{\text{ув}} = \frac{\bar{G}_{\text{ув}}}{\rho_{\text{ув}}}; \quad (2.67)$$

$$V_{\text{ун}} = \frac{\bar{G}_{\text{ун}}}{\rho_{\text{ун}}} \quad (2.68)$$

или, обобщая (2.54), (2.55), (2.64) и (2.65), формулы:

$$V_{yb} = 22,4D(R_{\text{опт}} + 1) \cdot \frac{t_{yb} + 273}{273} \cdot \frac{P_0}{P}; \quad (2.69)$$

$$V_{yh} = 22,4D(R_{\text{опт}} + 1) \cdot \frac{t_{yh} + 273}{273} \cdot \frac{P_0}{P}. \quad (2.70)$$

2.5.7.3. Расчет объемных расходов жидких продуктов (питания, дистиллята и кубового остатка) V_F , V_D и V_W проводят по формулам (2.19), (2.20) и (2.21) соответственно. Расчет объемного расхода флегмы V_R , м³/с, ведут по одной из зависимостей:

$$V_R = \frac{\bar{G}_R}{\rho_D}; \quad (2.71)$$

$$V_R = \frac{M_D D R_{\text{опт}}}{\rho_D}. \quad (2.72)$$

2.5.7.4. Расчет средних объемных расходов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны V_{xb} и V_{xh} соответственно, м³/с, осуществляют по следующим формулам:

$$V_{xb} = \frac{\bar{G}_{xb}}{\rho_{xb}}; \quad (2.73)$$

$$V_{xh} = \frac{\bar{G}_{xh}}{\rho_{xh}}. \quad (2.74)$$

2.5.8. Расчет динамической вязкости жидкости и пара среднего состава

2.5.8.1. Средние значения динамической вязкости жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны μ_{xb} и μ_{xh} соответственно, Па·с, определяют по формулам:

$$\mu_{xb} = 10^{x_{n,c} \lg \mu_{\text{НК},n} + (1-x_{n,c}) \lg \mu_{\text{БК},n}}; \quad (2.75)$$

$$\mu_{xh} = 10^{x_{n,c} \lg \mu_{\text{НК},n} + (1-x_{n,c}) \lg \mu_{\text{БК},n}}, \quad (2.76)$$

где $\mu_{\text{НК.в}}$ и $\mu_{\text{ВК.в}}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{хв}}$, Па·с; $\mu_{\text{НК.н}}$ и $\mu_{\text{ВК.н}}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{хн}}$, Па·с.

Значения динамических вязкостей индивидуальных жидкостей (НК и ВК) берут из справочной и учебно-методической литературы [1–6, 19] или справочного приложения А настоящего пособия.

2.5.8.2. При необходимости использования в расчетах гидродинамических или кинетических характеристик процесса ректификации средние динамические вязкости паров в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\mu_{\text{ув}}$ и $\mu_{\text{ун}}$ соответственно, Па · с, могут быть определены по формулам:

$$\mu_{\text{ув}} = \frac{M_{\text{ув}}}{\frac{y_{\text{в.с}} M_{\text{НК}}}{\mu'_{\text{НК.в}}} + \frac{(1 - y_{\text{в.с}}) M_{\text{ВК}}}{\mu'_{\text{ВК.в}}}}; \quad (2.77)$$

$$\mu_{\text{ун}} = \frac{M_{\text{ун}}}{\frac{y_{\text{н.с}} M_{\text{НК}}}{\mu'_{\text{НК.н}}} + \frac{(1 - y_{\text{н.с}}) M_{\text{ВК}}}{\mu'_{\text{ВК.н}}}}, \quad (2.78)$$

где $\mu'_{\text{НК.в}}$ и $\mu'_{\text{ВК.в}}$ – динамические вязкости паровых (газообразных) НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{ув}}$, Па · с; $\mu'_{\text{НК.н}}$ и $\mu'_{\text{ВК.н}}$ – динамические вязкости паровых НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{ун}}$, Па · с.

Динамические вязкости паров в справочной литературе [1–6, 19], как правило, приводятся при температуре $t_0 = 0^\circ\text{C}$. Значение вязкости парового компонента $\mu_{\text{к}}$, Па · с, при рабочей температуре можно рассчитать, используя уравнение Сатерленда:

$$\mu_{\text{к}} = \mu_{\text{к0}} \frac{T_0 + C}{T + C} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1.5}, \quad (2.79)$$

где $\mu_{\text{к0}}$ – динамическая вязкость парового компонента при $t_0 = 0^\circ\text{C}$; $T_0 = 273,15 \text{ K}$ – нормальная термодинамическая температура; T – температура, при которой определяется вязкость компонента, K; C – постоянная Сатерленда для данного парового компонента.

Примечание. Значения C обычно приведены в тех же таблицах, где даны значения $\mu_{\text{к0}}$.

2.6. РАСЧЕТ РАБОЧЕЙ СКОРОСТИ ПАРА В РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЕ И ЕЕ ДИАМЕТРА

Из-за изменения объемных и массовых расходов и свойств жидкости и пара по высоте ректификационной колонны расчеты рабочей скорости пара и диаметра аппарата следует проводить для двух сечений. Площадь первого сечения определяется по средним расходам и свойствам жидкости и пара в укрепляющей части колонны, второго – по средним расходам и свойствам жидкости и пара в исчерпывающей части колонны.

2.6.1. Расчет рабочей скорости пара в тарельчатой колонне

2.6.1.1. Предельное значение рабочей скорости пара для колонн с ситчатыми, ситчатыми с отбойниками, колпачковыми и провальными тарелками можно рассчитать по формуле (1.39), которая приведена в п. 1.4.2 раздела 1 настоящего пособия. При расчетах предельной скорости пара для укрепляющей части колонн $w_{пр.в}$, м/с, в указанную формулу вместо ρ_x подставляют $\rho_{хв}$, а вместо $\rho_y - \rho_{ув}$. При расчетах предельной скорости пара для исчерпывающей части колонны $w_{пр.н}$, м/с, в формуле (1.39) проводят замены ρ_x и ρ_y на $\rho_{хн}$ и $\rho_{ун}$ соответственно. Рекомендации по вычислению значений $\rho_{хв}$, $\rho_{хн}$, $\rho_{ув}$, $\rho_{ун}$ изложены в п. 2.5.5 настоящего раздела.

Для определения значений расчетных рабочих скоростей пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $w_{р.в}$ и $w_{р.н}$ соответственно, м/с, следует воспользоваться формулой (1.43). При этом в ней нужно произвести замены w_p и $w_{пр}$:

- на $w_{р.в}$ и $w_{пр.в}$ соответственно, если расчет выполняется для укрепляющей части колонны;
- $w_{р.н}$ и $w_{пр.н}$ соответственно, если расчет выполняется для исчерпывающей части колонны.

2.6.1.2. Для ситчатых и колпачковых тарелок расчетные рабочие скорости пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны могут быть определены также по формуле (1.44) с использованием данных по величине коэффициента C , представленных на рис. 1.6.

2.6. Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне

При этом в формуле (1.44) w_p заменяется на $w_{p.v}$ или $w_{p.n}$, ρ_x — на ρ_{xv} или ρ_{xn} , ρ_y — на ρ_{yv} или ρ_{yn} в соответствии с указаниями, изложенными в предыдущем пункте.

2.6.1.3. Для клапанных тарелок с круглыми и прямоугольными клапанами значения расчетных скоростей пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны вычисляют по формуле (1.45).

В этой формуле заменяют w_p и ρ_y при расчетах:

- для укрепляющей части колонны на $w_{p.v}$ и ρ_{yv} соответственно;
- исчерпывающей части колонны на $w_{p.n}$ и ρ_{yn} соответственно.

2.6.1.4. Расчет w_p для провальных тарелок проводят по зависимостям (1.47)–(1.49). При определении расчетной рабочей скорости пара для укрепляющей части колонны $w_{p.v}$ в формулах (1.47) и (1.49) проводятся замены:

- $\bar{G}_x$ — на $\bar{G}_{xv}$, которое вычисляется по формуле (2.58);
- $\bar{G}_y$ — на $\bar{G}_{yv}$, вычисленное по формуле (2.64);
- ρ_y, ρ_x и μ_x — на ρ_{yv}, ρ_{xv} и μ_{xv} соответственно (см. подпункты 2.5.5.2 и 2.5.8.1 настоящего раздела).

Подобные замены в указанных формулах проводятся и при определении расчетной рабочей скорости для исчерпывающей части колонны $w_{p.n}$, а именно:

- $\bar{G}_x$ — на $\bar{G}_{xn}$ (см. формулы (2.59) и (2.60));
- $\bar{G}_y$ — на $\bar{G}_{yn}$ (см. формулу (2.65));
- ρ_y, ρ_x и μ_x — на ρ_{yn}, ρ_{xn} и μ_{xn} соответственно (см. подпункты 2.5.5.2 и 2.5.8.1 настоящего раздела).

2.6.1.5. Формулы для определения предельной и расчетной рабочих скоростей, полученных на основании формул (1.39), (1.43), (1.44), (1.45), (1.47)–(1.49), применительно к процессу ректификации представлены в сводной табл. 2.2.

Таблица 2.2

Формулы для определения предельной и расчетной рабочих скоростей применительно к процессу ректификации

Тип тарелки	Часть колонны	Формула
Ситчатые, ситчатые с отбойниками, колпачковые и провальные	укрепляющая	$w_{пр.v} = C_{пр} \sqrt{\frac{\rho_{xv} - \rho_{yv}}{\rho_{yv}}}$
	исчерпывающая	$w_{пр.n} = C_{пр} \sqrt{\frac{\rho_{xn} - \rho_{yn}}{\rho_{yn}}}$

Окончание табл. 2.2

Тип тарелки	Часть колонны	Формула
Ситчатые, колпачковые	укрепляющая	$w_{p.в} = C \sqrt{\frac{\rho_{хв} - \rho_{ув}}{\rho_{ув}}}$
	исчерпывающая	$w_{p.н} = C \sqrt{\frac{\rho_{хн} - \rho_{ун}}{\rho_{ун}}}$
Клапанные с круглыми и прямоугольными клапанами	укрепляющая	$\left(\frac{w_{p.в}}{f_{св}}\right)^{1,85} = \frac{G_{кл}}{S_o} \cdot \frac{2g}{\xi \rho_{ув}}$
	исчерпывающая	$\left(\frac{w_{p.н}}{f_{св}}\right)^{1,85} = \frac{G_{кл}}{S_o} \cdot \frac{2g}{\xi \rho_{ун}}$
Провальные	укрепляющая	$X_{p.в} = \left(\frac{G_{хв}}{G_{ув}}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{ув}}{\rho_{хв}}\right)^{0,125}$ $Y_{p.в} = Be^{-4X_{p.в}}$ $Y_{p.в} = \frac{w_{p.в}^2}{gd_{\text{э}} f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_{ув}}{\rho_{хв}} (1000\mu_{хв})^{0,16}$
	исчерпывающая	$X_{p.н} = \left(\frac{G_{хн}}{G_{ун}}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{ун}}{\rho_{хн}}\right)^{0,125}$ $Y_{p.н} = Be^{-4X_{p.н}}$ $Y_{p.н} = \frac{w_{p.н}^2}{gd_{\text{э}} f_{св}^2} \cdot \frac{\rho_{ун}}{\rho_{хн}} (1000\mu_{хн})^{0,16}$

2.6.2. Расчет диаметра тарельчатой ректификационной колонны

2.6.2.1. Расчетный диаметр укрепляющей части тарельчатой колонны $D_{p.в}$, м, определяется по формуле

$$D_{p.в} = \sqrt{\frac{4V_{ув}}{\pi w_{p.в}}}. \quad (2.80)$$

В указанную формулу подставляется значение $V_{ув}$, вычисленное по зависимостям (2.67) или (2.69).

2.6.2.2. Расчетный диаметр исчерпывающей части тарельчатой колонны $D_{p.n}$, м, определяется по формуле

$$D_{p.n} = \sqrt{\frac{4V_{yH}}{\pi w_{p.n}}}. \quad (2.81)$$

В формулу (2.81) подставляют значение V_{yH} , вычисленное по зависимостям (2.68) или (2.70).

2.6.2.3. В случае, если значения $D_{p.в}$ и $D_{p.n}$ отличаются друг от друга не более чем на 0,2 м, за расчетный диаметр ректификационной колонны D_p , м, принимают больший из них. Действительный диаметр колонны D_k , м, определяют как ближайший к D_p диаметр стандартизованного колонного тарельчатого аппарата [26] или стандартизованной тарелки (см. справочное приложение Б пособия). Ряд стандартизованных диаметров колонных тарельчатых аппаратов: 400, 600, 800, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2200, 2400, 2600, 2800, 3000, 3200, 3400 и 3600 мм.

2.6.2.4. При различии $D_{p.в}$ и $D_{p.n}$ больше, чем 0,2 м, следует принимать ступенчатое исполнение колонны, с неодинаковыми диаметрами укрепляющей и исчерпывающей частей $D_{к.в}$ и $D_{к.н}$ соответственно. Пример такого исполнения показан на рис. 2.16. Значения $D_{к.в}$ и $D_{к.н}$ выбираются ближайшими к $D_{p.в}$ и $D_{p.n}$ соответственно из приведенного в предыдущем подпункте ряда стандартных размеров.

2.6.3. Расчет рабочей скорости пара в насадочной ректификационной колонне

2.6.3.1. Для ректификационных колонн с неупорядоченной, загруженной внавал насадкой (кольцевой, в виде седел и др.) расчетную рабочую скорость пара рекомендуется принимать в пределах 50–80% от скорости захлебывания. Как и для тарельчатых колонн, расчет рабочих скоростей пара ведут отдельно для укрепляющей и исчерпывающей частей аппарата.

Формула (1.27) применительно к расчетам скоростей захлебывания в укрепляющей и исчерпывающей частях насадочной ректификационной колонны представляется следующим образом:

$$\lg \left[\frac{w_{з.в}^2 a \rho_{yB}}{g \varepsilon^3 \rho_{xB}} (1000 \mu_{xB})^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{\bar{G}_{xB}}{\bar{G}_{yB}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{yB}}{\rho_{xB}} \right)^{0,125}; \quad (2.82)$$

$$\lg \left[\frac{w_{з.н}^2 a \rho_{ун}}{g \varepsilon^3 \rho_{хн}} (1000 \mu_{хн})^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{\bar{G}_{хн}}{\bar{G}_{ун}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{ун}}{\rho_{хн}} \right)^{0,125}, \quad (2.83)$$

где $w_{з.в}$ и $w_{з.н}$ – скорости захлебывания для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, м/с; a – удельная поверхность насадки, м²/м³; g – ускорение свободного падения, м/с²; ε – удельный свободный объем насадки, м³/м³; A – коэффициент, величина которого зависит от типа насадки.

Расчет $\bar{G}_{хв}$, $\bar{G}_{хн}$, $\bar{G}_{ув}$, $\bar{G}_{ун}$ проводят по формулам (2.58), (2.59), (2.64) и (2.65) соответственно. Параметры насадки a и ε определяются по справочному приложению Б настоящего пособия или из других источников [1–3, 5, 6, 21, 22]. По данным, представленным в литературе [12, 19, 28], для неупорядоченных насадок при ректификации следует принимать $A = -0,125$. В справочнике [21] указано, что $A = 0,022$ для колец Рашига и $A = 0,26$ для седел Палля.

В пособии [22] рекомендуется рассчитывать скорости захлебывания $w_{з.в}$ и $w_{з.н}$, используя зависимости:

$$\frac{w_{з.в}^2 a \rho_{ув} (1000 \mu_{хв})^{0,16}}{g \varepsilon^3 \rho_{хв}} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{\bar{G}_{хв}}{\bar{G}_{ув}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{ув}}{\rho_{хв}} \right)^{0,125} \right]; \quad (2.84)$$

$$\frac{w_{з.н}^2 a \rho_{ун} (1000 \mu_{хн})^{0,16}}{g \varepsilon^3 \rho_{хн}} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{\bar{G}_{хн}}{\bar{G}_{ун}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{ун}}{\rho_{хн}} \right)^{0,125} \right]. \quad (2.85)$$

2.6.3.2. После вычисления скоростей захлебывания по уравнениям (2.82) и (2.83) или уравнениям (2.84) и (2.85) расчетные значения скоростей пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $w_{р.в}$ и $w_{р.н}$ соответственно определяют по рекомендациям, изложенным в подпункте 2.6.3.1. Далее, как и для тарельчатой колонны, расчетные диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей насадочной колонны $D_{р.в}$ и $D_{р.н}$ соответственно рассчитывают по уравнениям (2.80) и (2.81). При отличии значений $D_{р.в}$ и $D_{р.н}$, не превышающем 0,2 м, по большому из них принимают ближайший стандартный диаметр. Ряд стандартизованных диаметров колонных насадочных аппаратов [26] следующий: 400, 600, 800, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2200, 2400, 2600, 2800 мм.

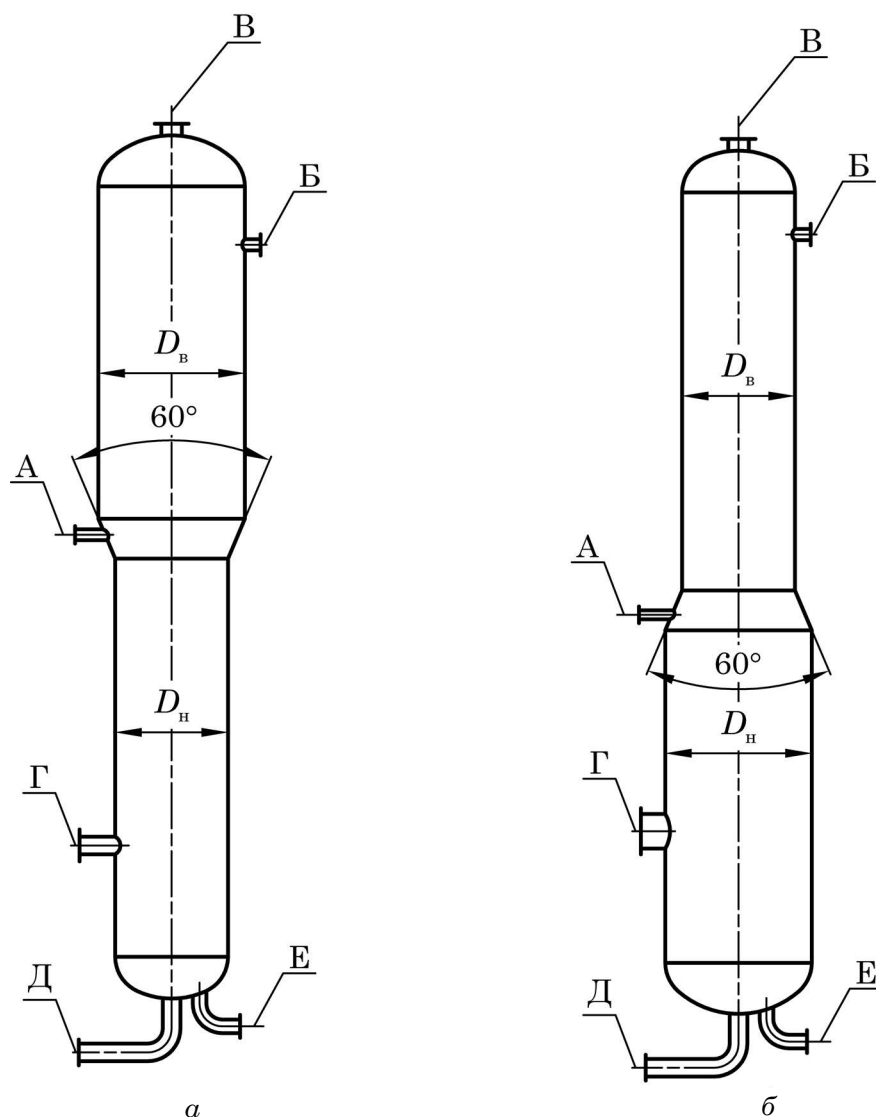


Рис. 2.16. Варианты исполнения корпусов ректификационных колонн при переменных по высоте диаметрах:
 а – при большем диаметре укрепляющей части; б – при большем диаметре исчерпывающей части. Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы; В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель); Е – для выхода кубового остатка

2.6.3.3. Если для насадочной ректификационной колонны различие $D_{p,в}$ и $D_{p,н}$ составляет более 0,2 м, то, как и в случае с тарельчатой колонной, необходимо принять ступенчатое по высоте

исполнение аппарата. Подробные указания по данному поводу изложены в подпункте 2.6.2.4.

2.6.4. Действительная скорость пара в колонне

Действительная скорость пара в колонне (скорость его в расчете на полное сечение аппарата) определяется отдельно для ее укрепляющей и исчерпывающей частей.

2.6.4.1. Действительную скорость пара в укрепляющей части колонны w_{yB} , м/с, рассчитывают по одной из следующих формул:

$$w_{yB} = \frac{4V_{yB}}{\pi D_{K.B}^2}; \quad (2.86)$$

$$w_{yB} = w_{p.B} \left(\frac{D_{p.B}}{D_{K.B}} \right)^2. \quad (2.87)$$

2.6.4.2. Действительную скорость пара в исчерпывающей части колонны w_{yH} , м/с, рассчитывают по одной из формул:

$$w_{yH} = \frac{4V_{yH}}{\pi D_{K.H}^2}; \quad (2.88)$$

$$w_{yH} = w_{p.H} \left(\frac{D_{p.H}}{D_{K.H}} \right)^2. \quad (2.89)$$

Примечание. При постоянном по всей высоте диаметре колонны $D_{K.B} = D_{K.H} = D_K$.

2.7. РАСЧЕТ ВЫСОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

2.7.1. Расчет числа тарелок ректификационной колонны

2.7.1.1. Вследствие необходимости установить месторасположение тарелки питания и сильного изменения по высоте ректификационной колонны параметров и свойств взаимодействующих пара и жид-

кости, число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях ее $N_{\text{в}}$ и $N_{\text{н}}$ соответственно, штук, необходимо рассчитывать отдельно для каждой из этих частей.

Наиболее освещенным в литературе и распространенным при практических расчетах методом определения $N_{\text{в}}$ и $N_{\text{н}}$ является метод Мак-Кэба и Тиле [1–3, 12–24]. При использовании данного метода на первом этапе для каждой из частей колонны графическим путем определяют число теоретических тарелок (ЧТТ). Затем рассчитывают или определяют иным путем значения средней эффективности (КПД) тарелок в каждой из частей колонны. В итоге число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны рассчитывают по формулам:

$$N_{\text{в}} = \frac{N_{\text{т.в}}}{\eta_{\text{в}}}; \quad (2.90)$$

$$N_{\text{н}} = \frac{N_{\text{т.н}}}{\eta_{\text{н}}}, \quad (2.91)$$

где $N_{\text{т.в}}$ и $N_{\text{т.н}}$ – число теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно, штук; $\eta_{\text{в}}$ и $\eta_{\text{н}}$ – средние эффективности тарелок укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно.

При вычислениях по формулам (2.90) и (2.91) значения $N_{\text{в}}$ и $N_{\text{н}}$ округляют до целых чисел с запасом.

Используя значения $N_{\text{в}}$ и $N_{\text{н}}$, определяют общее число тарелок ректификационной колонны.

2.7.1.2. Для определения $N_{\text{т.в}}$ и $N_{\text{т.н}}$ используют диаграмму x – y с выполненными на ней линией равновесия $y^* = f(x)$ и рабочими линиями AC и BC (см. рис. 2.17). При этом рабочие линии должны быть построены для значения флегмового числа, соответствующего $R_{\text{опт}}$. Между рабочими линиями и линией равновесия в пределах от $x_{\text{в}}$ до $x_{\text{д}}$ вписываются взаимосвязанные ступеньки. Подробно процедура построения ступенек и определения их числа описана в подпункте 2.3.3.3 настоящего раздела. Далее число ступенек определяется для двух участков. Границами первого из них являются значения $x_{\text{в}}$ и $x_{\text{ф}}$, границами второго – $x_{\text{ф}}$ и $x_{\text{д}}$. Число ступенек на участке от $x_{\text{в}}$ до $x_{\text{ф}}$ будет соответствовать $N_{\text{т.в}}$, число ступенек на участке от $x_{\text{ф}}$ до $x_{\text{д}}$ – $N_{\text{т.н}}$.

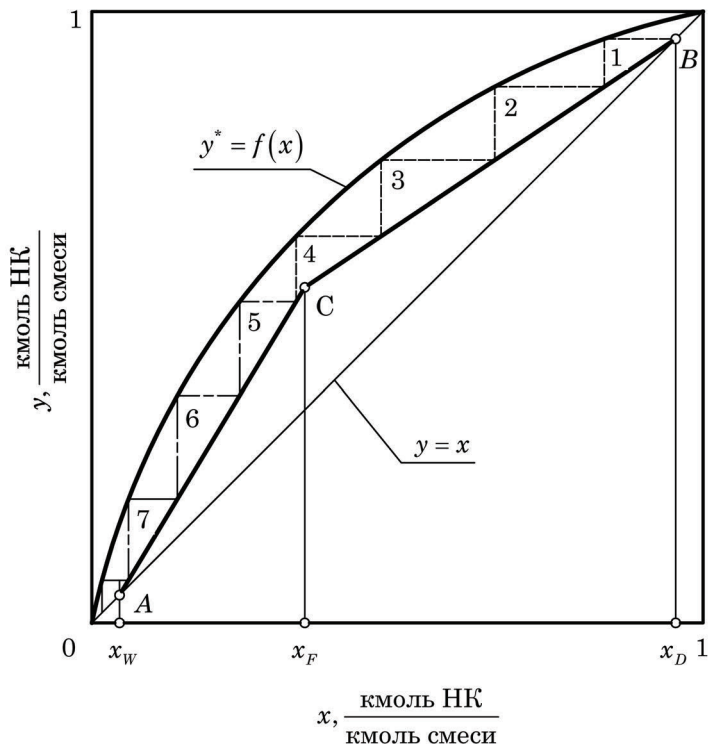


Рис. 2.17. К определению числа теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях ректификационной колонны.

Штриховыми линиями дано отображение теоретических тарелок укрепляющей части колонны, штрихпунктирными – отображение теоретических тарелок исчерпывающей части колонны

Примечание. На рис. 2.17 $N_{т.в} = 3,8$, $N_{т.н} = 3,3$. Значения $N_{т.в}$ и $N_{т.н}$ не округляют до целых, их определяют с точностью до десятых долей.

2.7.1.3. Простейшей зависимостью, по которой можно определить среднюю эффективность барботажных тарелок при ректификации, является графическая зависимость, полученная О'Коннелом (рис. 2.18). На ней зависимость эффективности тарелки η представлена как функция произведения относительной летучести компонентов разделяемой смеси α и динамической вязкости жидкости (жидкой смеси) μ_x , Па · с. Величина α рассчитывается по формуле

$$\alpha = \frac{P_{\text{НК}}}{P_{\text{ВК}}}, \quad (2.92)$$

где $P_{\text{НК}}$ и $P_{\text{ВК}}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при одной и той же определяющей температуре жидкой смеси, Па.

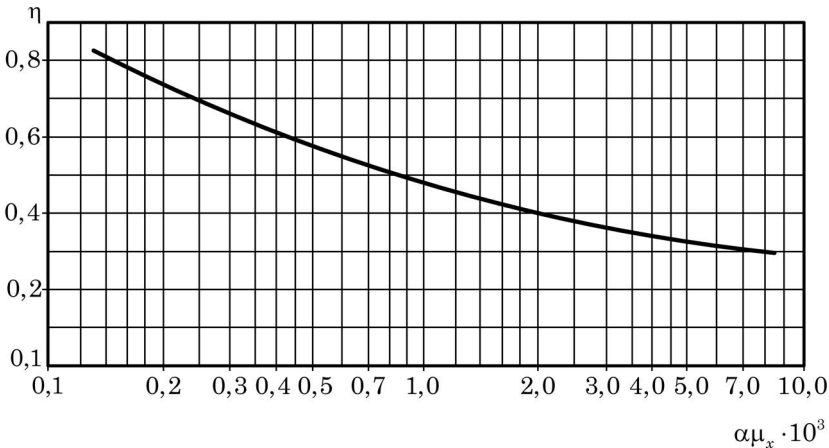


Рис. 2.18. Зависимость η барботажных тарелок при ректификации от свойств жидкой смеси

При вычислении относительной летучести компонентов смеси в укрепляющей части колонны $\alpha_{\text{в}}$ определяющей температурой является средняя температура жидкости в ней $t_{\text{жв}}$. Соответственно для расчета относительной летучести компонентов в исчерпывающей части колонны $\alpha_{\text{н}}$ – определяющей температурой будет температура жидкости $t_{\text{жн}}$. Значения $t_{\text{жв}}$ и $t_{\text{жн}}$ определяются согласно указаниям в подпунктах 2.5.4.4 и 2.5.4.5 настоящего раздела. Для определения $\eta_{\text{в}}$ используется средняя вязкость жидкости в укрепляющей части колонны $\mu_{\text{жв}}$, для определения $\eta_{\text{н}}$ – средняя вязкость жидкости в исчерпывающей части колонны $\mu_{\text{жн}}$. Рекомендации по определению $\mu_{\text{жв}}$ и $\mu_{\text{жн}}$ изложены в подпункте 2.5.8.1 настоящего раздела. Величины $P_{\text{НК}}$ и $P_{\text{ВК}}$ могут быть определены по материалам справочного приложения А настоящего пособия или по иным источникам [1–5].

2.7.1.4. При обработке данных, представленных на рис. 2.18, О'Коннелом получена эмпирическая зависимость для расчета средней эффективности барботажных тарелок

$$\eta = 0,091(\alpha\mu_x)^{-0,245}. \quad (2.93)$$

Формулу (2.93) наравне с графиком, представленным на рис. 2.18, можно использовать для определения средней эффективности тарелок, если $1 \cdot 10^{-4} < \alpha\mu < 1 \cdot 10^{-2}$ и длина пути жидкости на тарелке составляет не более 0,9 м.

2.7.1.5. Определение длины пути жидкости на тарелках колонных аппаратов царгового и цельносварного исполнения l_{π} , м, описано в подпункте 1.5.3.3 настоящего пособия и проиллюстрировано рис. 1.24 и 1.25. Если установлено, что $l_{\pi} > 0,9$ м, то, по рекомендациям Локкарта и Леджета [28], значения средней эффективности тарелки, определенное по рис. 2.18 или формуле (2.93), следует откорректировать, используя зависимость

$$\eta_l = \eta A_l, \quad (2.94)$$

где η_l – откорректированное с учетом длины пути жидкости значение эффективности тарелки; A_l – коэффициент, величина которого зависит от l_{π} .

Значение коэффициента A_l определяют из графика, представленного на рис. 2.19.

Примечание. Корректировку значения η , как правило, следует проводить для цельносварных тарельчатых колонн, диаметр которых не менее 1,2 м.

2.7.1.6. При разделении ректификацией смеси углеводородов для расчетов средней эффективности тарелок можно использовать формулу Дрикамера и Брэдфорда [21, 29]. Применительно к бинарной смеси эта формула имеет вид при расчете средней эффективности тарелок:

– укрепляющей части колонны

$$\eta_{\text{в}} = -1,678 - 0,616 \lg [x_{\text{в.с}} \mu_{\text{НК.в}} + (1 - x_{\text{в.с}}) \mu_{\text{ВК.в}}]; \quad (2.95)$$

– исчерпывающей части колонны

$$\eta_{\text{н}} = -1,678 - 0,616 \lg [x_{\text{н.с}} \mu_{\text{НК.н}} + (1 - x_{\text{н.с}}) \mu_{\text{ВК.н}}], \quad (2.96)$$

где $\mu_{\text{НК.в}}$ и $\mu_{\text{ВК.в}}$ – динамическая вязкость НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{хв}}$, Па · с; $\mu_{\text{НК.н}}$ и $\mu_{\text{ВК.н}}$ – динамическая вязкость НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{хн}}$, Па · с.

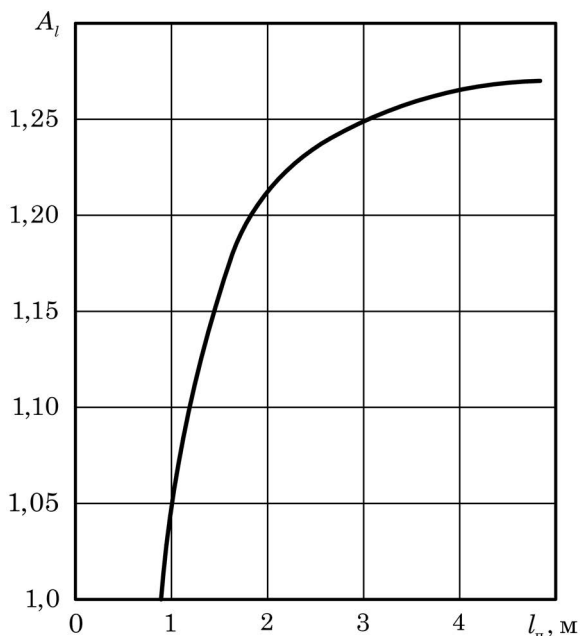


Рис. 2.19. Значение A_l в формуле (2.94) в зависимости от длины пути жидкости по тарелке l_n

2.7.1.7. Наряду с уравнением О'Коннела (2.93) для расчета средней эффективности барботажных тарелок может использоваться уравнение, полученное Инглишем и Ван Винкле [16–18]. Это уравнение дает большую точность результатов при расчетах для тарелок, работающих при соотношениях молярных расходов жидкости и пара, значительно превышающих единицу. Такое в первую очередь характерно для исчерпывающей части колонны при условии, что $\frac{R+f}{R+1} > 1$. В указанном случае для исчерпывающей части колонны уравнение Инглиша и Ван Винкле имеет вид

$$\eta_n = 0,0865 (\mu_{\text{жн}} \alpha_n)^{-0,245} \left(\frac{R_{\text{опт}} + f}{R_{\text{опт}} + 1} \right)^{0,3} 10^{0,3h_{\text{пер}}}, \quad (2.97)$$

где $h_{\text{пер}}$ — высота сливного порога тарелки, м

2.7.1.8. Для определения средней эффективности барботажных тарелок также можно использовать уравнение, полученное Чидамбаром [17–18]. При расчетах по данному уравнению учитывается относительное свободное сечение тарелки, высота сливного порога и диффузионный критерий Прандтля для жидкости. При записи Pr_x через свойства жидкости уравнение Чидамбара принимает вид для расчета средней эффективности тарелок:

– укрепляющей части колонны

$$\eta_v = 0,316 \left(\frac{h_{\text{пер.в}}}{f_{\text{св.в}}} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_{\text{хв}}}{\rho_{\text{хв}} D_{\text{хв}}} \right)^{0,143}; \quad (2.98)$$

– исчерпывающей части колонны

$$\eta_n = 0,316 \left(\frac{h_{\text{пер.н}}}{f_{\text{св.н}}} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_{\text{хн}}}{\rho_{\text{хн}} D_{\text{хн}}} \right)^{0,143}, \quad (2.99)$$

где $f_{\text{св.в}}$ и $f_{\text{св.н}}$ – относительное свободное сечение тарелок укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, $\text{м}^2/\text{м}^2$; $h_{\text{пер.в}}$ и $h_{\text{пер.н}}$ – высота сливного порога тарелок укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, м ; $D_{\text{хв}}$ – коэффициент молекулярной диффузии НК в ВК в жидкой фазе при температуре $t_{\text{хв}}$, $\text{м}^2/\text{с}$; $D_{\text{хн}}$ – коэффициент молекулярной диффузии НК в ВК в жидкой фазе при температуре $t_{\text{хн}}$, $\text{м}^2/\text{с}$.

Величины относительного свободного сечения тарелок зависят от их типа и исполнения. Информация об определении относительного свободного сечения тарелки дана в подпункте 1.5.3.1 раздела 1 и в приложении Б настоящего пособия. Значение высоты сливного порога принимают от 0,025 до 0,050 м (с шагом 0,005 м).

Последовательность расчета $D_{\text{хв}}$ и $D_{\text{хн}}$ следующая. Сначала определяют значения коэффициентов молекулярной диффузии НК в ВК $D_{\text{х20в}}$ и $D_{\text{х20н}}$ для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, $\text{м}^2/\text{с}$, при температуре 20°C по зависимостям:

$$D_{\text{х20в}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A1 \cdot B1 \sqrt{\mu_{\text{х20в}} \cdot 10^3} (\nu_{\text{НК}}^{0,333} + \nu_{\text{ВК}}^{0,333})^2} \left(\frac{1}{M_{\text{НК}}} + \frac{1}{M_{\text{ВК}}} \right)^{0,5}; \quad (2.100)$$

$$D_{\text{х20н}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A1 \cdot B1 \sqrt{\mu_{\text{х20н}} \cdot 10^3} (\nu_{\text{НК}}^{0,333} + \nu_{\text{ВК}}^{0,333})^2} \left(\frac{1}{M_{\text{НК}}} + \frac{1}{M_{\text{ВК}}} \right)^{0,5}, \quad (2.101)$$

где $A1$ и $B1$ – коэффициенты, зависящие от свойств НК и ВК соответственно; $\mu_{x20в}$ и $\mu_{x20н}$ – динамические вязкости жидкостей среднего состава в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно, при температуре 20°C, Па · с; $v_{НК}$ и $v_{ВК}$ – мольные объемы НК и ВК в жидком состоянии при нормальных температурах их кипения соответственно, см³/моль.

Значения коэффициента $A1$ для некоторых веществ, растворенных в воде [1]: для газов – 1,0; этилового спирта – 1,24; метилового спирта – 1,19; уксусной кислоты – 1,27. Значения коэффициента $B1$ [1]: для воды – 4,7; этилового спирта – 2,0; метилового спирта – 2,0; ацетона – 1,15; неассоциированных жидкостей – 1,0.

Затем производится пересчет коэффициентов молекулярной диффузии на средние температуры жидкостей в укрепляющей $t_{хв}$ и исчерпывающей $t_{хн}$ частях колонны соответственно:

$$D_{хв} = D_{x20в} \left[1 + 6,32(t_{хв} - 20) \frac{\mu_{x20в}^{0,5}}{\rho_{x20в}^{0,333}} \right]; \quad (2.102)$$

$$D_{хн} = D_{x20н} \left[1 + 6,32(t_{хн} - 20) \frac{\mu_{x20н}^{0,5}}{\rho_{x20н}^{0,333}} \right], \quad (2.103)$$

где $\rho_{x20в}$ и $\rho_{x20н}$ – плотности жидкостей среднего состава в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно при температуре 20°C, кг/м³.

2.7.1.9. Для определения средних эффективностей тарелок при ректификации некоторых смесей могут быть применены графические зависимости, которые представлены в справочниках [6, 21]. Указанные зависимости, как правило, дают информацию об эффективности конкретного типа тарелки при разделении конкретной смеси в зависимости от фактора паровой нагрузки F_s , Па^{0,5}. Представленные данные при использовании метода аналогий могут быть использованы с удовлетворительной достоверностью для определения эффективности тарелок при ректификации подобных смесей. Подобными при этом можно считать смеси, для которых значения произведений относительной летучести компонентов на динамическую вязкость жидкости ($\alpha\mu_x$) близки.

2.7.1.10. Число тарелок ректификационной колонны также можно определить, последовательно рассчитав коэффициенты массоотдачи

и массопередачи, отнесенные к единице рабочей поверхности тарелки, общее число единиц переноса в расчете на одну тарелку и локальные эффективности тарелок. По итогам расчетов на диаграмме x – y строится кинетическая линия, которая отображает составы пара и жидкости на выходе из тарелок. Затем, подобно определению числа теоретических тарелок, между рабочими линиями и кинетической линией (не линией равновесия) встраиваются прямоугольные ступеньки. Число этих ступенек соответствует числу действительных тарелок колонны.

Подробно данная методика изложена и сопровождается примером расчета в пособии [22] на с. 238–244. Однако выполняемые по данной методике расчеты сложны и трудоемки. Авторы книги [22] указывают, что при применении этой методики получаются недостаточно достоверные результаты расчетов.

2.7.1.11. Общее число тарелок ректификационной колонны N , штук, определяют следующим образом:

$$N = N_{\text{н}} + N_{\text{в}}. \quad (2.104)$$

Руководствуясь указаниями по конструированию колонных аппаратов [26], N принимают четным (при необходимости для этого в укрепляющую часть добавляют одну тарелку). Питающей тарелкой в ректификационной колонне будет верхняя тарелка ее исчерпывающей части. При общей нумерации тарелок снизу вверх номер питающей тарелки будет соответствовать $N_{\text{н}}$.

2.7.2. Расчет высоты тарельчатой части ректификационной колонны

2.7.2.1. Тарельчатая часть ректификационной колонны царгового исполнения с провальными решетчатыми, ситчатыми, колпачковыми и клапанными (клапаны прямоугольные) тарелками при ее диаметре 0,4, 0,6 или 0,8 м [26], как правило, состоит из нескольких царг (см. рис. 2.20 и 2.21). Количество царг аппарата $Z_{\text{ц}}$ определяется исходя из принятых в результате расчетов числа тарелок N и межтарельчатого расстояния $h_{\text{т}}$. Для аппаратов диаметром 0,4 и 0,6 м царги контактной его части изготавливаются длиной $l_{\text{цт}} = 0,8$ м или $l_{\text{цт}} = 0,9$ м, а для аппаратов диаметром 0,8 м – дли-

ной $l_{\text{цт}} = 1,2$ м. Межтарельчатые расстояния для данных аппаратов принимают равными 0,2, 0,3 или 0,4 м. Число тарелок в одной царге в зависимости от ее высоты и h_t приведено в табл. 1.8 ($l_1 = l_{\text{цт}}$).

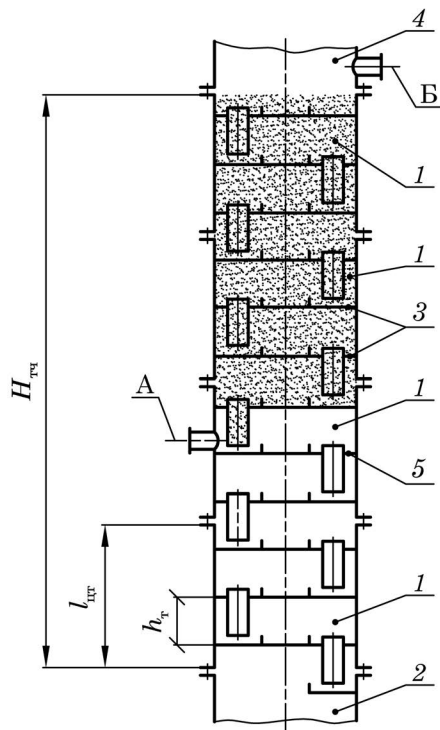


Рис. 2.20. Схема тарельчатой части ректификационной колонны царгового исполнения, вариант без тарелок в кубе:

1 – царги; 2 – куб; 3 – тарелки; 4 – сепарационная царга; 5 – тарелка питания.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Затусована укрепляющая часть колонны

Следует учитывать, что в кубовой части царгового аппарата (по каталогу [26] – корпусе) допускается устанавливать одну или две тарелки. С учетом указанного выше тарельчатая часть ректификационной колонны будет включать одну царгу при выполнении условий:

$$h_t = 0,2 \text{ м}; l_{\text{цт}} = 0,8 \text{ м}; N \leq 6;$$

$$h_T = 0,3 \text{ м}; l_{\text{цт}} = 0,9 \text{ м}; N \leq 4;$$

$$h_T = 0,2 \text{ м}; l_{\text{цт}} = 1,2 \text{ м}; N \leq 8;$$

$$h_T = 0,3 \text{ м}; l_{\text{цт}} = 1,2 \text{ м}; N \leq 6;$$

$$h_T = 0,4 \text{ м}; l_{\text{цт}} = 1,2 \text{ м}; N \leq 4.$$

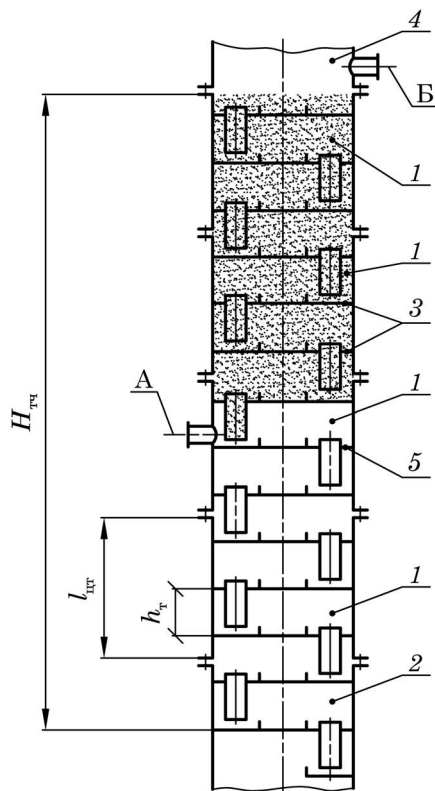


Рис. 2.21. Схема тарельчатой части ректификационной колонны царгового исполнения, вариант с тарелками в кубе:

1 – царги; 2 – куб; 3 – тарелки; 4 – сепарационная царга; 5 – тарелка питания.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Затусована укрепляющая часть колонны

В иных случаях число царг тарельчатой части колонны будет определяться по формуле

$$Z_{\text{ц}} = \frac{N}{N_{\text{ц}}}, \quad (2.105)$$

где $N_{\text{ц}}$ – число тарелок в одной царге, штук.

Значение $N_{\text{ц}}$ при расчетах по формуле (2.105) принимается в зависимости от l_1 и h_r в соответствии с данными, приведенными в табл. 1.8. При расчетах по указанной формуле вычисляются отдельно целая часть числа $Z_{\text{ц}}$ и остаток. Если остаток равен одному или двум, то принимают $Z_{\text{ц}}$, равное целой части (в таком случае одна или две тарелки монтируются в кубовой части аппарата). В случае, если N делится на $N_{\text{ц}}$ без остатка, принимают число царг, равное полученному значению $Z_{\text{ц}}$. При иных результатах расчетов по формуле (2.105) $Z_{\text{ц}}$ принимают, округляя с запасом до целого.

Высота тарельчатой части ректификационной колонны царгового исполнения $H_{\text{тч}}$, м, при наличии тарелок в кубовой части абсорбера в количестве $N_{\text{к}}$, штук, вычисляется по формуле

$$H_{\text{тч}} = Z_{\text{ц}} l_{\text{цг}} + (N_{\text{к}} - 0,5) h_{\text{т}}. \quad (2.106)$$

При $N_{\text{к}} = 0$ второе слагаемое в правой части уравнения (2.106) исключается.

2.7.2.2. Высота тарельчатой части ректификационной колонны цельносварного исполнения (тарелки провальные решетчатые, ситчатые, колпачковые, клапанные с круглыми или прямоугольными клапанами) $H_{\text{тч}}$ представляет собой расстояние между нижней и верхней тарелками аппарата, как показано на рис. 2.22 и 2.23. Рис. 2.22 иллюстрирует конструкцию тарельчатой части колонны без люков, рис. 2.23 – конструкцию тарельчатой части с люками. Тарельчатая часть ректификационной колонны не имеет люков, если:

- $N \leq 6$ и аппарат предназначен для работы с загрязненными механическими включениями средами;
- $N \leq 12$ и аппарат предназначен для работы с чистыми средами.

В таких случаях высота тарельчатой части рассчитывается по формуле

$$H_{\text{тч}} = (N - 1) h_{\text{т}}. \quad (2.107)$$

При работе ректификационной колонны с загрязненными средами и $N > 6$ люки в тарельчатой части ее устанавливаются через $N_{\text{тл}} = 6$ тарелок, при работе с чистыми средами и $N > 12$ – через

2. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

$N_{\text{тл}} = 12$ тарелок. Число устанавливаемых люков $N_{\text{л}}$ и, соответственно, число увеличенных межтарельчатых расстояний под люки можно определить следующим образом:

$$N_{\text{л}} = \frac{N}{N_{\text{тл}}} - 1. \quad (2.108)$$

Величину $N_{\text{л}}$ после вычисления ее по формуле (2.108) округляют до целого в большую сторону.

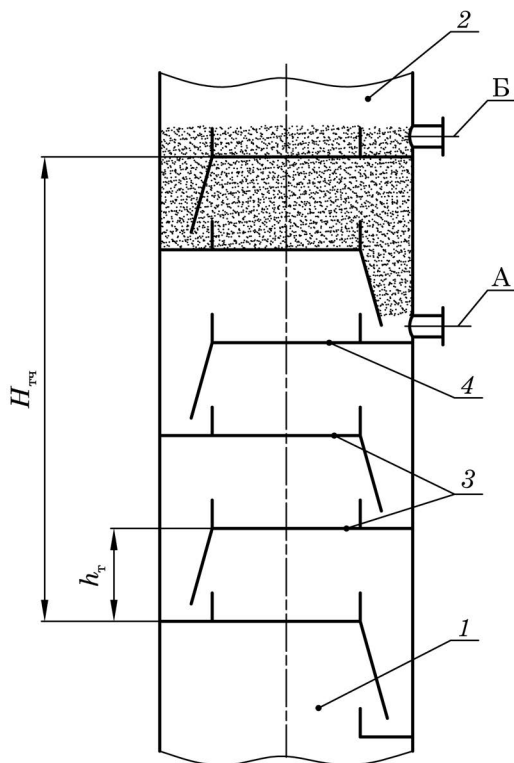


Рис. 2.22. Схема тарельчатой части
цельносварной ректификационной колонны без люков:
1 — кубовая часть; 2 — сепарационная часть; 3 — тарелки; 4 — тарелка питания.
Штуцера: А — для входа питания; Б — для входа флегмы.
Затушевана укрепляющая часть колонны



цельносварной ректификационной колонны с люками:

1 – кубовая часть; 2 – сепарационная часть; 3 – тарелки; 4 – тарелка питания;

5 – люки. Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Затушевана укрепляющая часть колонны

Высота тарельчатой части корпуса ректификационной колонны с люками между тарелками рассчитывается по формуле

(2.109)

где h_{π} – межтарельчатое расстояние в месте установки люка, м.

По рекомендациям, приведенным в каталоге [26], следует принимать $h_{\text{д}} = 0,8$ м.

2.7.3. Расчет высоты слоев насадки в ректификационной колонне

2.7.3.1. Расчет высоты слоев насадки для насадочной ректификационной колонны ведут отдельно для ее укрепляющей и исчерпывающей частей. На основании этих расчетов определяют общую высоту насадочной части аппарата, а также месторасположение штуцера для подвода питания и перераспределительной тарелки, на которую из этого штуцера подается жидкость.

2.7.3.2. Расчеты высоты слоев насадки укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны $H_{н.вр}$ и $H_{н.нр}$ соответственно, м, могут быть определены через ЧТТ и высоту слоя насадки, эквивалентного одной теоретической тарелке, по формулам:

$$H_{н.вр} = N_{т.в} h_{э.в}; \quad (2.110)$$

$$H_{н.нр} = N_{т.н} h_{э.н}, \quad (2.111)$$

где $h_{э.в}$ и $h_{э.н}$ – высоты слоев насадки, эквивалентных одной теоретической тарелке для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, м.

Определение $N_{т.в}$ и $N_{т.н}$ описано в подпункте 2.7.1.2 настоящего раздела. Высоту слоя насадки (колец Рашига), эквивалентного одной теоретической тарелке при ректификации, можно рассчитать по эмпирической зависимости, полученной В. В. Кафаровым [17, 18]. В приложении к укрепляющей части колонны эта зависимость имеет вид

$$h_{э.в} = 28 \frac{\varepsilon}{a} \left(\frac{w_{ув} \rho_{ув}}{\mu_{ув} a} \right)^{0,2} \left(\frac{R+1}{R} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{хв}}{\rho_{ув}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{ув}}{\mu_{хв}} \right)^{0,038} \times \\ \times \lg \left[\frac{R}{(R+1)m_b} \right] \frac{R}{R - m_b(R+1)}, \quad (2.112)$$

а в приложении к исчерпывающей –

$$h_{э.н} = 28 \frac{\varepsilon}{a} \left(\frac{w_{ун} \rho_{ун}}{\mu_{ун} a} \right)^{0,2} \left(\frac{R+1}{R+f} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{хн}}{\rho_{ун}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{ун}}{\mu_{хн}} \right)^{0,038} \times \\ \times \lg \left[\frac{R+f}{(R+1)m_n} \right] \frac{R+f}{R+f - m_n(R+1)}, \quad (2.113)$$

где m_b и m_n – средние значения коэффициентов распределения вещества по фазам для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.

Значения m_b и m_n следует определять графическим путем по одному из методов, описанных в подпункте 1.5.1.3 настоящего пособия.

2.7.3.3. При ректификации для кольцевой насадки $h_{э,в}$ и $h_{э,н}$ могут быть определены по графическим зависимостям Биллета [21, 29], которые представлены на рис. 2.24 и 2.25. При этом фактор паровой нагрузки для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны, F_{Sb} и F_{Sh} соответственно, $\text{Па}^{0,5}$, рассчитывается по формулам:

$$F_{Sb} = w_{yb} \sqrt{\rho_{yb}}; \quad (2.114)$$

$$F_{Sh} = w_{yh} \sqrt{\rho_{yh}}. \quad (2.115)$$

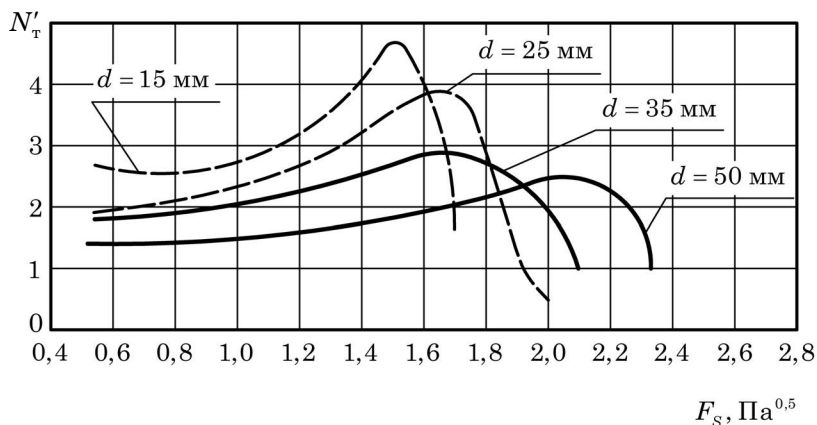


Рис. 2.24. График определения эффективности насадочных ректификационных колонн, насадка кольца Рашига:
 d – диаметр колец, мм; N'_T – число теоретических тарелок
 в расчете на 1 м высоты насадки

Применение указанных выше графических зависимостей дает удовлетворительную достоверность результатов при диаметре колонны от 0,4 до 1 м.

2.7.3.4. Расчетные значения высот слоев насадки укрепляющей и исчерпывающей частей колонны могут быть также определены с использованием информации, представленной в справочнике [21]

и учебнике [29]. При этом предварительно следует определить высоту слоя насадки, эквивалентную одной теоретической тарелке, для колец Рашига диаметром 25 мм. Затем, используя принцип аналогий, рассчитанную высоту уменьшают:

- для колец Палля диаметром 25 мм на 1,1–1,2 раза;
- седел Берля в 1,1 раза;
- седел Инталлокс в 1,3 раза.

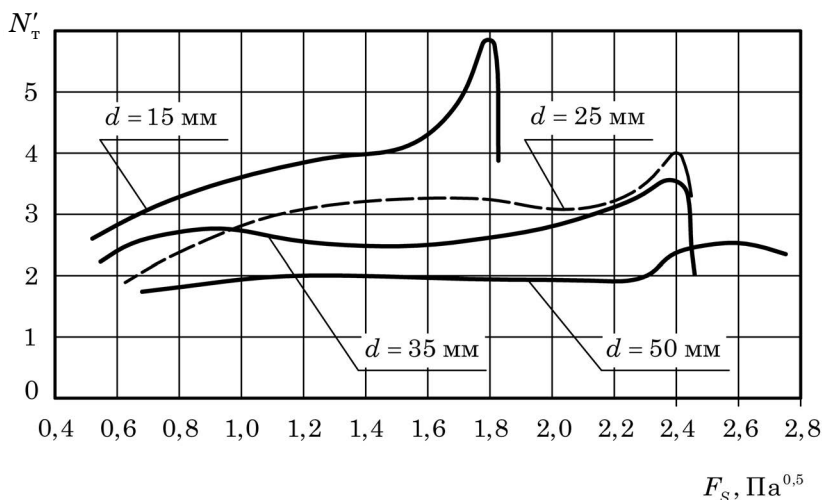


Рис. 2.25. График определения эффективности насадочных ректификационных колонн, насадка кольца Палля:
 d – диаметр колец, мм; N'_T – число теоретических тарелок в расчете на 1 м высоты насадки

2.7.3.5. Значения $H_{н.вр}$ и $H_{н.нр}$ можно также определить по методике, изложенной в пособии [22] на с. 232–235. При этом необходимо рассчитывать для каждой из частей колонны число единиц переноса в паровой фазе и высоты единиц переноса по паровой фазе. Данная методика является сложной и трудоемкой. Сведений о достоверности результатов, получаемых при применении указанной методики, не представлено.

2.7.3.6. В соответствии с $H_{н.вр}$ принимают высоту насадки в укрепляющей части колонны $H_{н.в}$, м, а в соответствии с $H_{н.нр}$ – высоту насадки в исчерпывающей части колонны $H_{н.н}$, м. Значения $H_{н.в}$ и $H_{н.н}$

при этом принимают округленными с запасом. Для аппаратов царгового исполнения (диаметры 0,4, 0,6 и 0,8 м) это округление проводят с шагом 0,5 м. Для цельносварных ректификационных колонн (диаметры от 1,0 до 2,8 м) высоты насадки как в исчерпывающей, так укрепляющей частях берут не менее 2 м. Округление при этом проводится до целых метров [26].

2.7.4. Расчет высоты насадочной части ректификационной колонны

2.7.4.1. Насадочные ректификационные колонны при их диаметрах 0,4, 0,6 и 0,8 м имеют царговое исполнение [26]. Насадочная часть корпусов таких колонн может состоять из двух или более царг, как показано на рис. 2.26–2.29. Количество царг укрепляющей части ректификационной колонны $Z_{ц.в}$ соответствует числу слоев насадки в ней $Z_{сл.в}$. Количество царг исчерпывающей части колонны $Z_{ц.н}$ равно числу слоев насадки в данной части аппарата $Z_{сл.н}$. $Z_{сл.в}$ и $Z_{сл.н}$ определяются исходя из значений $H_{н.вр}$ и $H_{н.нр}$ соответственно.

Предельно допустимая высота одного слоя насадки $l_{сл}^*$, м, как правило, не должна превышать рассчитанную по следующей формуле:

$$l_{сл}^* = 4D_k. \quad (2.116)$$

Затем $l_{сл}^*$ с учетом рекомендаций, изложенных в каталоге [26], следует принять для колонн царгового исполнения:

$$l_{сл}^* = 1,5 \text{ м при } D_k = 0,4 \text{ м};$$

$$l_{сл}^* = 2 \text{ м при } D_k = 0,6 \text{ м};$$

$$l_{сл}^* = 2,5 \text{ м при } D_k = 0,8 \text{ м}.$$

2.7.4.2. Если $H_{н.вр} < l_{сл}^*$, то принимают $Z_{ц.в} = 1$. Соответственно при $H_{н.нр} < l_{сл}^*$ принимают $Z_{ц.н} = 1$. При этом действительную высоту слоя насадки укрепляющей или исчерпывающей частей колонны $l_{сл.в}$ или $l_{сл.н}$ соответственно, м, принимают из ряда размеров: 1; 1,5; 2; 2,5; м [26]. Значения $l_{сл.в}$ или $l_{сл.н}$ принимают, округляя с запасом величины $H_{н.вр}$ и $H_{н.нр}$ соответственно.

2.7.4.3. Если в одной из частей колонны (укрепляющей или исчерпывающей) и в обеих одновременно расчетная (расчетные) высоты слоя насадки превышает $l_{сл}^*$, то для определения $Z_{ц.в}$ и $Z_{ц.н}$ проводят следующие действия.

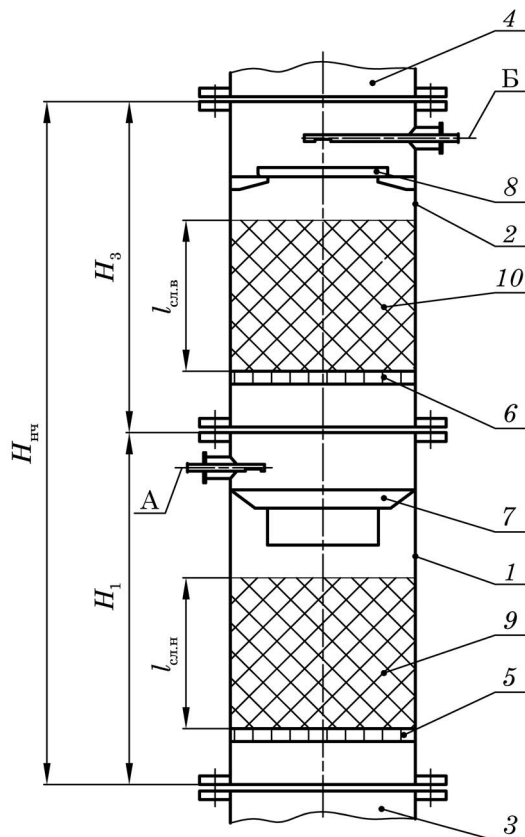


Рис. 2.26. Насадочная часть ректификационной колонны царгового исполнения, содержащая по одной царге в укрепляющей и исчерпывающей частях:

1, 2 — нижняя и верхняя царги соответственно; 3 — куб; 4 — сепарационная царга; 5 и 6 — опорные решетки; 7 — перераспределительная тарелка; 8 — распределительная тарелка; 9 и 10 — слои насадки.

Штуцера: А — для входа питания; Б — для входа флегмы.

Штуцер А разделяет колонну на исчерпывающую и укрепляющую части

Для укрепляющей части колонны выполняют расчет по формуле

$$Z_{ц.в} = \frac{H_{н.вп}}{l_{сл}^*}. \quad (2.117)$$

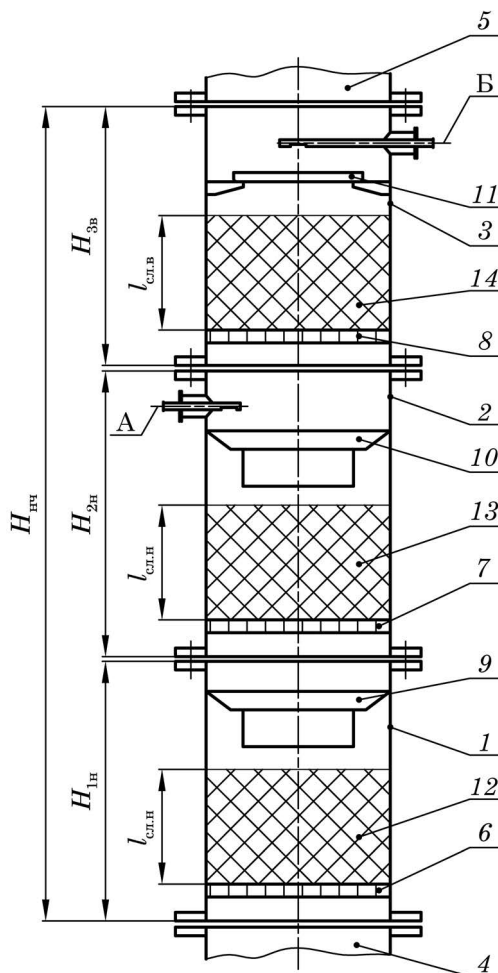


Рис. 2.27. Насадочная часть ректификационной колонны царгового исполнения, содержащая одну царгу в укрепляющей части и несколько в исчерпывающей:

1, 2, 3 – нижняя, средняя и верхняя царги соответственно; 4 – куб;
5 – сепарационная царга; 6–8 – опорные решетки; 9 и 10 – перераспределительные тарелки; 11 – распределительная тарелка; 12–14 – слои насадки.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Штуцер А разделяет колонну на исчерпывающую и укрепляющую части

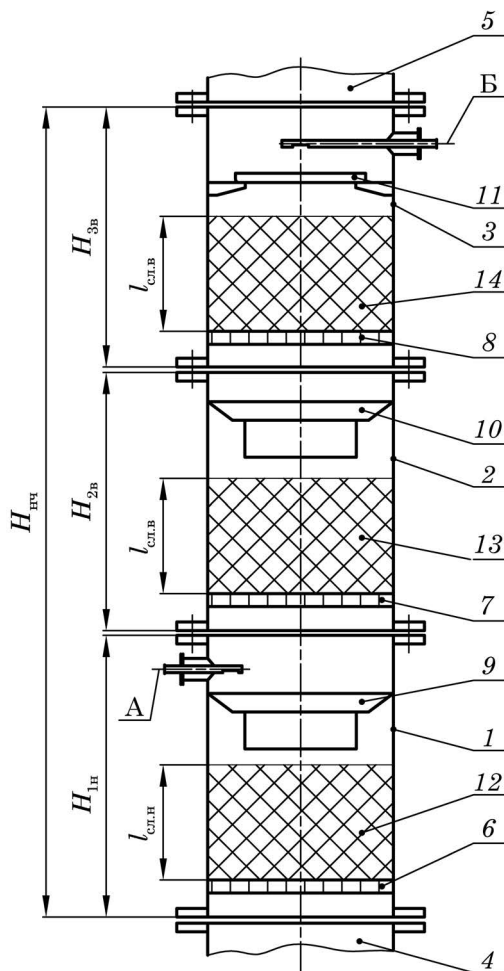


Рис. 2.28. Насадочная часть ректификационной колонны царгового исполнения, содержащая несколько царг в укрепляющей части и одну в исчерпывающей:

1, 2, 3 – нижняя, средняя и верхняя царги соответственно; 4 – куб;
5 – сепарационная царга; 6–8 – опорные решетки; 9 и 10 – перераспределительные тарелки; 11 – распределительная тарелка; 12–14 – слои насадки.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Штуцер А разделяет колонну на исчерпывающую и укрепляющую части

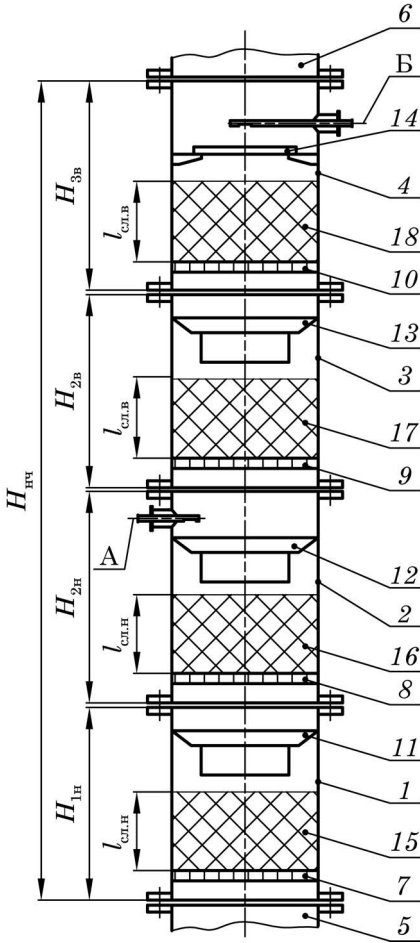


Рис. 2.29. Насадочная часть ректификационной колонны царгового исполнения, содержащая по несколько царг в укрепляющей и исчерпывающей частях:

1 – нижняя царга; 2, 3 – средние царги; 4 – верхняя царга;
5 – куб; 6 – сепарационная царга; 7–10 – опорные решетки;
11–13 – перераспределительные тарелки;

14 – распределительная тарелка; 15–18 – слои насадки.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Штуцер А разделяет колонну на исчерпывающую и укрепляющую части

Затем значение $Z_{ц.в}$ округляют в большую сторону до целого. Действительная высота насадки в укрепляющей части колонны $H_{н.в}$, м, при этом составит

$$H_{н.в} = Z_{ц.в} l_{сл.в}. \quad (2.118)$$

При расчетах по формуле (2.118) подставляют ранее определенное значение $Z_{ц.в}$, а $l_{сл.в}$ берут из стандартного ряда размеров слоев насадки. В итоге должны быть выполнены условия:

$$- H_{н.в} > H_{н.вр};$$

$$- \text{обеспечивается минимальное отличие величин } H_{н.в} \text{ и } H_{н.вр}.$$

Для расчетов числа слоев насадки исчерпывающей части $Z_{ц.н}$ и действительной высоты насадки в ней $H_{н.н}$ используют формулы:

$$Z_{ц.н} = \frac{H_{н.вр}}{l_{сл}^*}; \quad (2.119)$$

$$H_{н.н} = Z_{ц.н} l_{сл.н}. \quad (2.120)$$

При определении и выборе значений $Z_{ц.н}$ и $l_{сл.н}$ принимают те же указания, что и при определении и выборе $Z_{ц.в}$ и $l_{сл.в}$.

2.7.4.4. Для насадочных ректификационных колонн царгового исполнения, содержащих по одной царге в укрепляющей и исчерпывающей частях ($Z_{ц.в} = Z_{ц.н} = 1$), как показано на рис. 2.26, общая высота насадочной части $H_{нч}$, м, определяется по формуле

$$H_{нч} = H_1 + H_3, \quad (2.121)$$

где H_1 и H_3 – высоты царг исчерпывающей и укрепляющей частей соответственно, м.

При этом

$$H_1 = l_{сл.н} + \Delta L_1; \quad (2.122)$$

$$H_3 = l_{сл.в} + \Delta L_3. \quad (2.123)$$

Значения ΔL_1 и ΔL_3 берут из табл. 1.6 в зависимости от диаметра колонны (царги).

2.7.4.5. Для насадочных ректификационных колонн царгового исполнения, содержащих одну царгу в укрепляющей части ($Z_{ц.в} = 1$) и несколько царг в исчерпывающей ($Z_{ц.н} > 1$), как показано на рис. 2.27, общая высота насадочной части определяется по формуле

$$H_{\text{нч}} = H_{1\text{н}} + H_{3\text{в}} + H_{2\text{н}} (Z_{\text{ц.н}} - 1), \quad (2.124)$$

где $H_{1\text{н}}$ – высота нижней царги исчерпывающей части колонны, м; $H_{3\text{в}}$ – высота царги укрепляющей части колонны, м; $H_{2\text{н}}$ – высота царг исчерпывающей части колонны за исключением нижней из них, м.

При этом:

$H_{1\text{н}} = H_1$, рассчитанной по формуле (2.122);

$H_{3\text{в}} = H_3$, рассчитанной по формуле (2.123);

$H_{2\text{н}}$ рассчитывается по формуле

$$H_{2\text{н}} = l_{\text{с.л.н}} + \Delta L_2. \quad (2.125)$$

Значение ΔL_2 берут из табл. 1.6 в зависимости от диаметра колонны.

2.7.4.6. Для насадочных ректификационных колонн царгового исполнения, содержащих несколько царг в укрепляющей части ($Z_{\text{ц.в}} > 1$) и одну в исчерпывающей ($Z_{\text{ц.н}} = 1$), как показано на рис. 2.28, общая высота насадочной части определяется по формуле

$$H_{\text{нч}} = H_{1\text{н}} + H_{3\text{в}} + H_{2\text{в}} (Z_{\text{ц.в}} - 1), \quad (2.126)$$

где $H_{1\text{н}}$ – высота царги исчерпывающей части колонны, м; $H_{3\text{в}}$ – высота верхней царги укрепляющей части колонны, м; $H_{2\text{в}}$ – высота царг укрепляющей части колонны за исключением верхней из них, м.

При этом:

$H_{1\text{н}} = H_1$, рассчитывается по формуле (2.122);

$H_{3\text{в}} = H_3$, рассчитывается по формуле (2.123);

$H_{2\text{в}}$ рассчитывается по формуле

$$H_{2\text{в}} = l_{\text{с.л.в}} + \Delta L_2. \quad (2.127)$$

Значение ΔL_2 берут из табл. 1.6 в зависимости от диаметра колонны.

2.7.4.7. Для насадочных ректификационных колонн царгового исполнения, содержащих по несколько царг в своих укрепляющих и исчерпывающих частях ($Z_{\text{ц.в}} > 1, Z_{\text{ц.н}} > 1$), как показано на рис. 2.29, общая высота насадочной части определяется по формуле

$$H_{\text{нч}} = H_{1\text{н}} + H_{3\text{в}} + H_{2\text{н}} (Z_{\text{ц.н}} - 1) + H_{2\text{в}} (Z_{\text{ц.в}} - 1). \quad (2.128)$$

Обозначения в формуле (2.128) соответствуют принятым в подпунктах 2.7.4.4 и 2.7.4.5 настоящего раздела. В данных подпунктах также даны указания по определению величин $H_{1н}$, $H_{3в}$, $H_{2н}$ и $H_{2в}$.

2.7.4.8. Насадочные ректификационные колонны при диаметрах от 1 до 2,8 м имеют цельносварное исполнение корпусов. В указанных аппаратах может находиться два и более слоев насадки. Схема насадочной части колонны с двумя слоями насадки показана на рис. 2.30. Схемы вариантов насадочных частей колонн с числом слоев насадки, составляющих три и более, представлены на рис. 2.31–2.33.

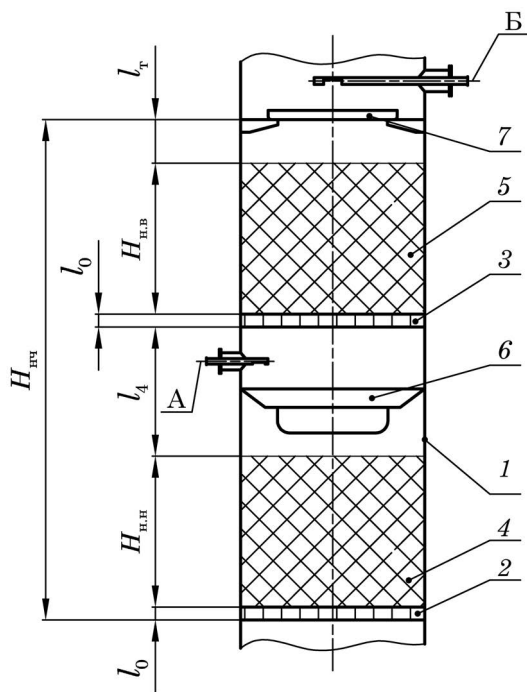


Рис. 2.30. Насадочная часть ректификационной колонны цельносварного исполнения, содержащая по одному слою насадки в укрепляющей и исчерпывающей частях:

1 – обечайка; 2 и 3 – опорные решетки; 4 и 5 – слои насадки; 6 – перераспределительная тарелка; 7 – распределительная тарелка.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Штуцер А разделяет колонну на исчерпывающую и укрепляющую части

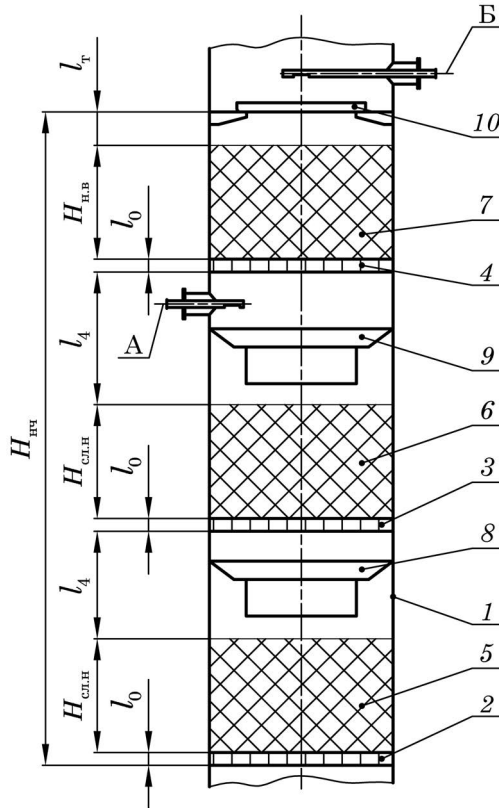


Рис. 2.31. Насадочная часть ректификационной колонны цельносварного исполнения, содержащая один слой насадки в укрепляющей части и несколько в исчерпывающей:

1 – обечайка; 2–4 – опорные решетки; 5–7 – слои насадки; 8 и 9 – перераспределительные тарелки; 10 – распределительная тарелка.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Штуцер А разделяет колонну на исчерпывающую и укрепляющую части

Для цельносварных насадочных колонн высоту каждого из слоев насадки выбирают из нормализованного ряда размеров [26]: 2, 3, 4, 5, 6, 7 и 8 м. При этом предельно допустимая высота одного слоя должна удовлетворять условию

$$l_{\text{сл}}^* = 4D_{\text{к}}. \quad (2.129)$$

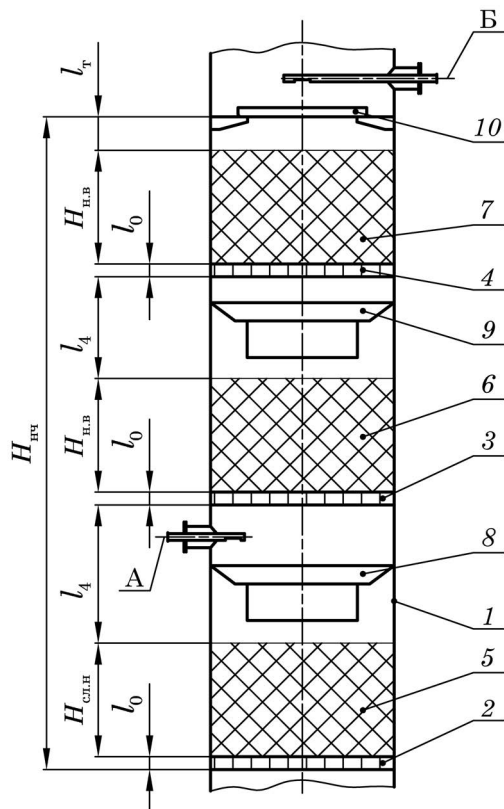


Рис. 2.32. Насадочная часть ректификационной колонны цельносварного исполнения, содержащая несколько слоев насадки в укрепляющей части и один в исчерпывающей:

1 – обечайка; 2–4 – опорные решетки; 5–7 – слои насадки; 8 и 9 – перераспределительные тарелки; 10 – распределительная тарелка.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Штуцер А разделяет колонну на исчерпывающую и укрепляющую части

Если одновременно $H_{н.вр} < l_{сл}^*$ и $H_{н.нр} < l_{сл}^*$, то в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны выполняют по одному слою насадки (см. рис. 2.30). При этом действительные высоты слоев насадки $H_{н.в}$ и $H_{н.н}$ берут ближайшими с запасом из нормализованного ряда их размеров. В таком случае высота насадочной части ректификационной колонны вычисляется по формуле

$$H_{\text{H}\Psi} = H_{\text{H.R.}} + H_{\text{H.H.}} + 2l_0 + l_{\text{T}} + l_4, \quad (2.130)$$

где l_0 – высота опорной решетки под насадку, м; l_t – расстояние от верхней поверхности верхнего слоя насадки (слоя насадки укрепляющей части) до распределительной тарелки, м; l_4 – расстояние между слоями насадки под установку перераспределительной тарелки, м.

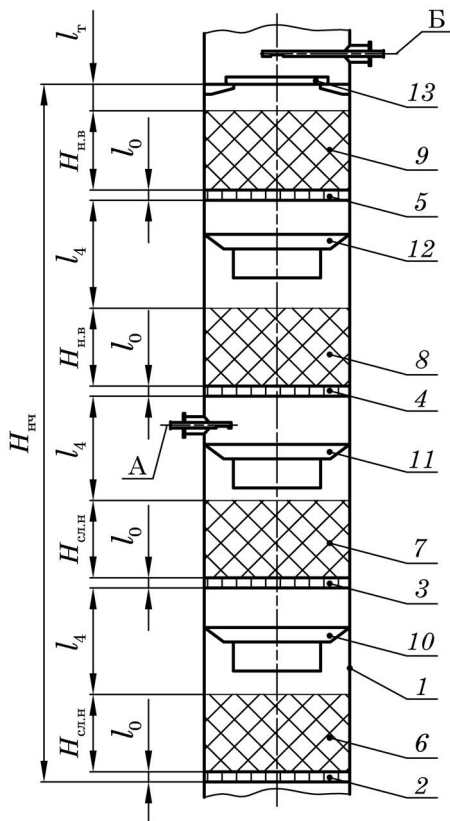


Рис. 2.33. Насадочная часть ректификационной колонны цельносварного исполнения, содержащая по несколько слоев насадки в укрепляющей и исчерпывающей частях:

1 – обечайка; 2–5 – опорные решетки; 6–9 – слои насадки;
10–12 – перераспределительные тарелки; 13 – распределительная тарелка.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы.

Штуцер А разделяет колонну на исчерпывающую и укрепляющую части

При расчетах по формуле (2.130) принимают $l_0 = 0,05$ м, $l_t = 0,5$ м, значения l_4 выбирают по табл. 1.7 в зависимости от диаметра ректификационной колонны.

Если $H_{н.вр} < l_{сл}^*$, а $H_{н.нр} > l_{сл}^*$, то в колонне выполняют один слой насадки в укрепляющей части и несколько слоев в исчерпывающей (см. рис. 2.31). Действительную высоту слоя насадки в укрепляющей части колонны $H_{н.в}$ принимают в соответствии с рекомендациями, изложенными выше.

Число слоев насадки в исчерпывающей части $Z_{сл.н}$ рассчитывают по формуле

$$Z_{сл.н} = \frac{H_{н.нр}}{l_{сл}^*}. \quad (2.131)$$

Вычисленное значение $Z_{сл.н}$ округляют до целого в большую сторону. Действительную высоту одного слоя насадки в исчерпывающей части колонны $H_{сл.н}$, м, принимают из нормализованного ряда размеров таким образом, чтобы общая высота насадки в этой части колонны $H_{н.н}$, м, превышала $H_{н.нр}$ с минимальным запасом. При этом

$$H_{н.н} = H_{сл.н} Z_{сл.н}. \quad (2.132)$$

Высота насадочной части цельносварной ректификационной колонны с одним слоем насадки в укрепляющей ее части и несколькими слоями в исчерпывающей рассчитывают по формуле

$$H_{нч} = H_{н.в} + Z_{сл.н} (H_{сл.н} + l_4) + (Z_{сл.н} + 1) l_0 + l_t. \quad (2.133)$$

Если $H_{н.вр} > l_{сл}^*$, а $H_{н.нр} < l_{сл}^*$, в колонне следует принять несколько слоев насадки в ее укрепляющей части и один слой в исчерпывающей (см. рис. 2.32). Действительную высоту слоя насадки в исчерпывающей части колонны $H_{н.н}$ принимают в соответствии с рекомендациями, изложенными ранее для колонн, в которых каждая из частей содержит по одному слою насадки. Число слоев насадки в укрепляющей части колонны $Z_{сл.в}$ рассчитывают по формуле

$$Z_{сл.в} = \frac{H_{н.вр}}{l_{сл}^*}. \quad (2.134)$$

Вычисленное по формуле (2.134) значение $Z_{\text{с.л.в}}$ округляют до целого в большую сторону. Действительная высота насадки в укрепляющей части колонны $H_{\text{н.в}}$, м, рассчитывается по формуле

$$H_{\text{н.в}} = H_{\text{с.л.в}} Z_{\text{с.л.в}}, \quad (2.135)$$

где $H_{\text{с.л.в}}$ – высота одного слоя насадки в укрепляющей части колонны, м.

Значение $H_{\text{с.л.в}}$ следует выбирать из ряда нормализованных размеров таким образом, чтобы $H_{\text{н.в}}$ была больше $H_{\text{н.вр}}$ с минимальным возможным запасом.

Высота насадочной части цельносварной ректификационной колонны с несколькими слоями насадки в укрепляющей части и одним слоем в исчерпывающей

$$H_{\text{нч}} = H_{\text{н.н}} + Z_{\text{с.л.в}} (H_{\text{с.л.в}} + l_4) + (Z_{\text{с.л.в}} + 1) l_0 + l_t. \quad (2.136)$$

Если $H_{\text{н.вр}} > l_{\text{сл}}^*$, и $H_{\text{н.вр}} > l_{\text{сл}}^*$, в колонне следует принять по несколько слоев насадки, как в укрепляющей части ее, так и в исчерпывающей (см. рис. 2.33). Число слоев насадки $Z_{\text{с.л.н}}$ и $Z_{\text{с.л.в}}$ рассчитывают по формулам (2.131) и (2.134) соответственно, а высоты насадки в $H_{\text{н.н}}$ и $H_{\text{н.в}}$ – по формулам (2.132) и (2.135) соответственно. Данные расчеты проводят с учетом изложенных выше рекомендаций.

Высота насадочной части ректификационной колонны, укрепляющая и исчерпывающая части которой содержат по несколько слоев насадки, рассчитывается следующим образом:

$$H_{\text{нч}} = Z_{\text{с.л.в}} H_{\text{с.л.в}} + Z_{\text{с.л.н}} H_{\text{с.л.н}} + (Z_{\text{с.л.в}} + Z_{\text{с.л.н}}) l_0 + (Z_{\text{с.л.в}} + Z_{\text{с.л.н}} - 1) l_4 + l_t. \quad (2.137)$$

2.7.5. Определение габаритной высоты ректификационной колонны

2.7.5.1. Расчет габаритной высоты ректификационной колонны необходим в дальнейшем для корректного выполнения чертежа общего вида данного аппарата. При этом также устанавливаются месторасположения штуцеров для входа питания и флегмы в колонну (их высоты относительно основания аппарата или его фундамента). По величинам данных высот при подборе насосов подачи питания и флегмы определяют высоты подъема соответствующих жидкостей. Указанные высоты

также определяют необходимую длину трубопроводов для подачи питания и флегмы в ректификационную колонну. В свою очередь длины трубопроводов являются одними из важнейших величин, необходимых для расчета их гидравлического сопротивления.

2.7.5.2. Колонные тарельчатые и насадочные ректификационные колонны (диаметр их составляет 0,4, 0,6 или 0,8 м) изготавливают в вариантах [26]:

– на опорах-лапах для установки на перекрытиях в помещениях (рис. 2.34 и 2.35);

– цилиндрических опорах высотой $H_0 = 1,1$ м (рис. 2.36 и 2.37).

Для ректификационной колонны на опорах-лапах габаритной высотой H , м, является расстояние от осей штуцеров для выхода кубового остатка до плоскости фланца штуцера выхода паров флегмы и дистиллята (см. рис. 2.34 и 2.35). Значение H для таких тарельчатых колонн вычисляется по формуле

$$H = H_{\text{ц}} + l_{\text{кц}} + l_{\text{цс}} + l_{\text{кр}} + l_{\text{шо}}, \quad (2.138)$$

где $H_{\text{ц}} = Z_{\text{ц}} l_{\text{шт}}$ для тарельчатых и $H_{\text{ц}} = H_{\text{нч}}$ для насадочных колонн; $l_{\text{кц}}$ – высота цилиндрической части куба колонны, м; $l_{\text{цс}}$ – высота сепарационной царги, м; $l_{\text{кр}}$ – высота крышки со штуцером для выхода паров флегмы и дистиллята, м; $l_{\text{шо}}$ – расстояние между плоскостью сварного шва цилиндрической части куба и его днища и осью штуцера выхода кубового остатка на циркуляцию, м.

Величины $l_{\text{кр}}$, $l_{\text{цс}}$, $l_{\text{шо}}$ а также расстояние от плоскости стыка верхней царги тарельчатой части до оси штуцера для входа флегмы $l_{\text{шт}}$, м, определяют по табл. 1.9 [26]. При отсутствии тарелок в кубе колонны $l_{\text{кц}} = 2,3$ м [26]. При наличии тарелок, установленных в кубе колонны, в зависимости от их числа, а также диаметра аппарата и межтарельчатого расстояния, $l_{\text{кц}}$ определяют по табл. 1.10.

Для тарельчатых ректификационных колонн царгового исполнения на цилиндрических опорах (см. рис. 2.36) габаритная высота рассчитывается по формуле

$$H = H_{\text{ц}} + l_{\text{кц}} + l_{\text{цс}} + l_{\text{кр}} + H_{\text{шо}}, \quad (2.139)$$

где $H_{\text{ош}}$ – расстояние от плоскости опорной поверхности опоры до плоскости сварного шва цилиндрической части куба и его днища, м.

Для стандартизованных колонн принимают $H_{\text{ош}} = 1,2$ м [26].

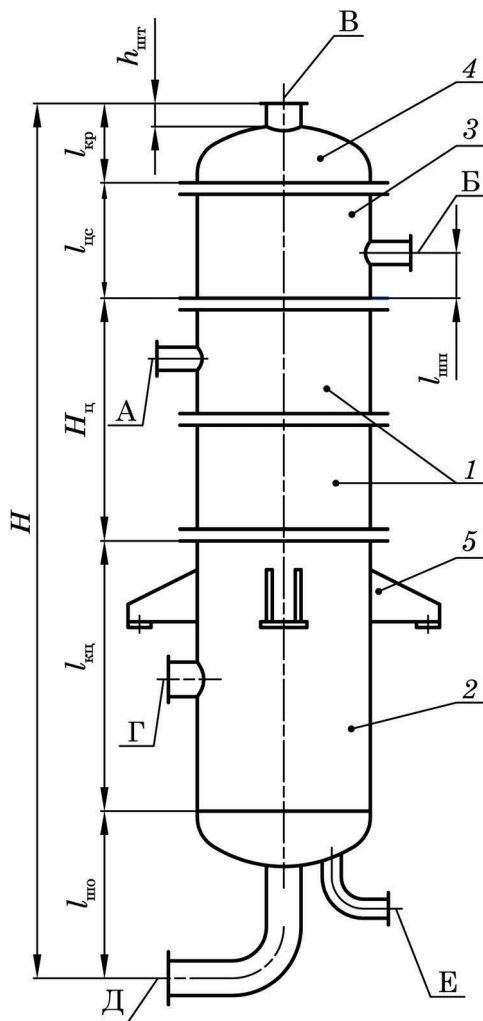


Рис. 2.34. Схема к расчету габаритной высоты тарельчатой ректификационной колонны царгового исполнения с опорами-лапами:
 1 – тарелка; 2 – куб; 3 – сепарационная тарелка; 4 – крышка; 5 – опора-лапа.
 Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы; В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя;
 Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель);
 Е – для выхода кубового остатка

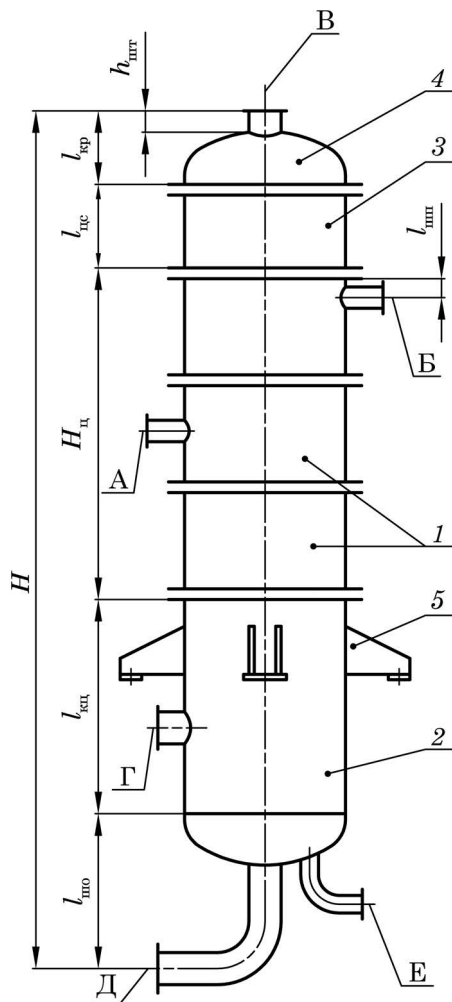


Рис. 2.35. Схема к расчету габаритной высоты насадочной ректификационной колонны царгового исполнения с опорами-лапами:
 1 – царги; 2 – куб; 3 – сепарационная царга; 4 – крышка; 5 – опора-лапа.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы;

В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель); Е – для выхода кубового остатка

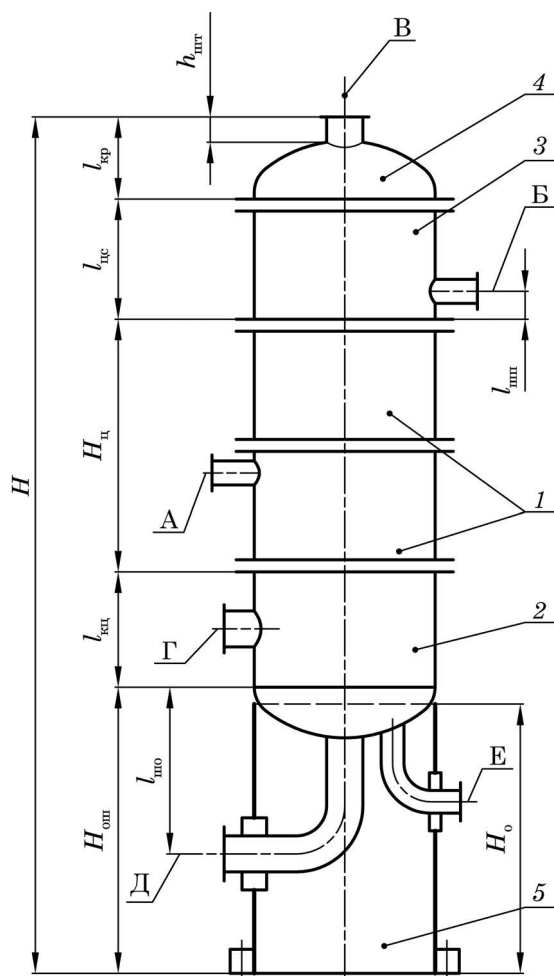


Рис. 2.36. Схема к расчету габаритной высоты тарельчатой ректификационной колонны царгового исполнения с цилиндрической опорой: 1 – тарги; 2 – куб; 3 – сепарационная царга; 4 – крышка; 5 – цилиндрическая опора. Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы; В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель); Е – для выхода кубового остатка

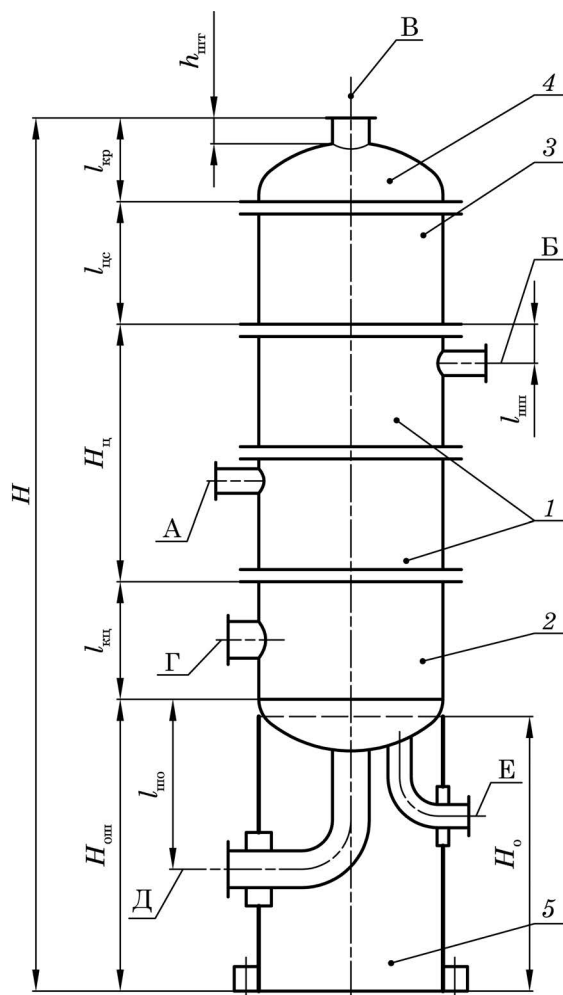


Рис. 2.37. Схема к расчету габаритной высоты насадочной ректификационной колонны царгового исполнения с цилиндрической опорой: 1 – царги; 2 – куб; 3 – сепарационная царга; 4 – крышка; 5 – цилиндрическая опора. Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы;

В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель); Е – для выхода кубового остатка

2.7.5.3. Для насадочных ректификационных колонн царгового исполнения (см. рис. 2.37) значение H рассчитывают по формулам:

- (2.138) при креплении на опорах-лапах;
- (2.139) при установке на цилиндрических опорах.

Для них вне зависимости от диаметра $l_{кц} = 2,3$ м, $l_{цс} = 0,6$ м, $l_{шо} = 0,65$ м. Высоту крышки со штуцером для выхода паров флегмы и дистиллята можно приближенно вычислить, используя следующую зависимость:

$$l_{кр} = 0,25D_k + l_{шт} + 0,08, \quad (2.140)$$

где $l_{шт} = 0,2$ м [26] – высота штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята.

2.7.5.4. Габаритная высота тарельчатой ректификационной колонны цельносварного исполнения, схема которой показана на рис. 2.38, рассчитывается следующим образом:

$$H = H_{тч} + H_{кч} + H_{сч} + H_{д} + H_o + h_{шт} + l_{шв}, \quad (2.141)$$

где $H_{кч}$ и $H_{сч}$ – высоты обечаек кубовой и сепарационной частей корпуса колонны соответственно, м; $H_{д}$ – высота эллиптического днища колонны, м; H_o – высота цилиндрической или конической опоры, м; $l_{шв}$ – расстояние между плоскостями расположения сварных швов соединения днища с обечайкой корпуса и опоры с днищем, м.

В соответствии с требованиями, изложенными в каталоге [26], принимают $H_{кч} = 2,8$ м; $H_{сч} = 1,6$ м; $H_o = 2,0$ м; $h_{шт} = 0,2$ м. Значение $l_{шв}$ можно принять 0,08 м. Величину $H_{д}$ рассчитывают по формуле (1.164).

2.7.5.5. Габаритная высота насадочной цельносварной ректификационной колонны (см. рис. 2.39) рассчитывается по формуле

$$H = H_{нч} + H_{кч} + H_{сч} + H_{д} + H_o + h_{шт} + l_{шв}. \quad (2.142)$$

При этом $H_{кч}$, $H_{сч}$, H_o , $h_{шт}$, $l_{шв}$ принимаются такими же, как и для тарельчатых аппаратов (см. предыдущий пункт раздела).

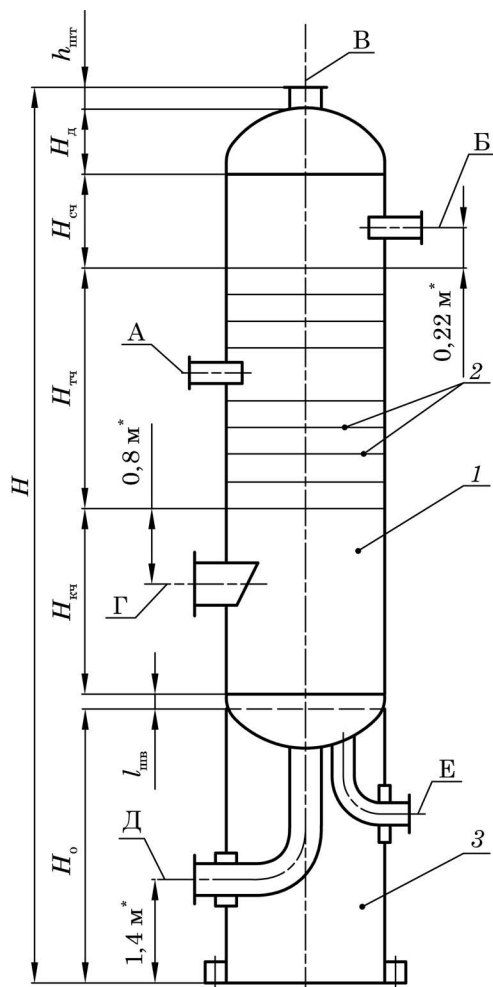


Рис. 2.38. Схема к расчету габаритной высоты тарельчатого ректификационной колонны цельносварного исполнения:

1 – корпус; 2 – тарелки; 3 – цилиндрическая (коническая) опора.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы;

В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель); Е – для выхода кубового остатка.

* – размеры справочного характера

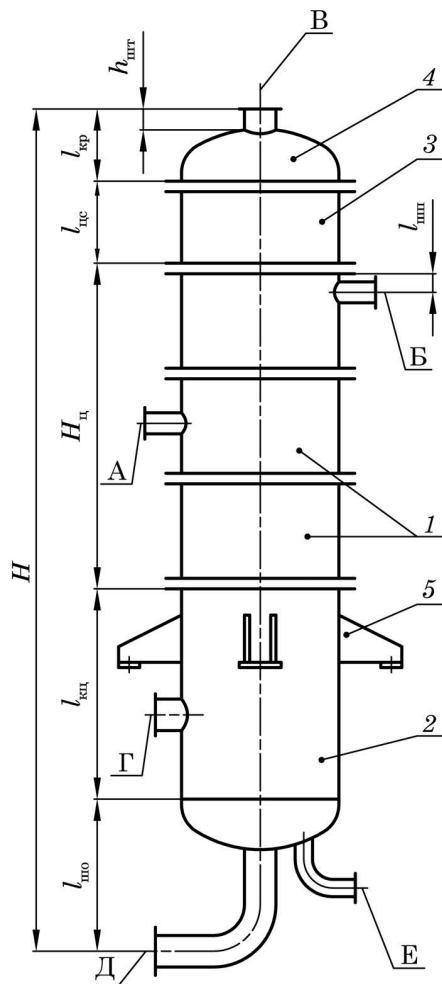


Рис. 2.39. Схема к расчету габаритной высоты насадочного ректификационной колонны цельносварного исполнения:

1 – корпус; 2 – насадка; 3 – тарелка распределительная;

4 – цилиндрическая (коническая) опора. Штуцера: А – для входа питания;

Б – для входа флегмы; В – для выхода пара флегмы и дистиллята;

Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель); Е – для выхода кубового остатка.

* – размеры справочного характера

2.8. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

2.8.1. Расчет гидравлического сопротивления тарельчатой ректификационной колонны

2.8.1.1. Общее гидравлическое сопротивление тарельчатой ректификационной колонны ΔP_k , Па, рассчитывают по зависимости

$$\Delta P_k = \Delta P_{т.н} N_n + \Delta P_{т.в} N_v, \quad (2.143)$$

где $\Delta P_{т.н}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки исчерпывающей части колонны, Па; $\Delta P_{т.в}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки укрепляющей части колонны, Па.

Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок рассчитывают по следующим формулам:

$$\Delta P_{т.н} = \Delta P_{сyx.н} + \Delta P_{пж.н} + \Delta P_{сн}; \quad (2.144)$$

$$\Delta P_{т.в} = \Delta P_{сyx.в} + \Delta P_{пж.в} + \Delta P_{св}, \quad (2.145)$$

где $\Delta P_{сyx.н}$ и $\Delta P_{сyx.в}$ – гидравлические сопротивления сухих тарелок исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно, Па; $\Delta P_{пж.н}$ и $\Delta P_{пж.в}$ – гидравлические сопротивления, обусловленные парожидкостными слоями на тарелках исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно, Па; $\Delta P_{сн}$ и $\Delta P_{св}$ – гидравлические сопротивления, обусловленные преодолением сил поверхностного натяжения на тарелках исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно, Па.

2.8.1.2. Сопротивление сухих тарелок определяют с использованием формул:

$$\Delta P_{сyx.н} = \zeta_{сyx} \frac{\rho_{yn} w_{yn}^2}{2f_{св}^2}; \quad (2.146)$$

$$\Delta P_{сyx.в} = \zeta_{сyx} \frac{\rho_{yb} w_{yb}^2}{2f_{св}^2}, \quad (2.147)$$

где $\zeta_{сyx}$ – коэффициент сопротивления сухой тарелки; $f_{св}$ – относительное свободное сечение тарелки, м²/м².

Коэффициенты сопротивления сухих тарелок $\zeta_{\text{сух}}$ рекомендуются принимать следующими [18, 19, 21, 27]:

- для колпачковых с капсульными колпачками при полностью открытых прорезях в пределах от 4,2 до 4,5;
- ситчатых при $f_{\text{св}}$ от 0,03 до 0,05 м²/м² в пределах от 1,95 до 2,00, при $f_{\text{св}}$ от 0,05 до 0,10 м²/м² равным 1,82 и при $f_{\text{св}}$ от 0,10 до 0,20 м²/м² в пределах от 1,4 до 1,5;
- клапанных при полностью открытых клапанах равным 3,6;
- провальных решетчатых в пределах от 1,4 до 1,5.

Значение $f_{\text{св}}$, если оно не было определено при расчетах рабочей скорости пара в колонне и ее диаметра, следует принимать по данным, приведенным в приложении Б пособия, в зависимости от диаметра тарелки, ее типа, исполнения и т. д.

2.8.1.3. Для расчетов гидравлического сопротивления колпачковых тарелок, обусловленного парожидкостным слоем, используют формулы:

$$\Delta P_{\text{пж.н}} = \rho_{\text{хн}} g [h_{0\text{н}} - 0,5h_{\text{щ}} (1 - \varepsilon_{\text{п.н}})]; \quad (2.148)$$

$$\Delta P_{\text{пж.в}} = \rho_{\text{хв}} g [h_{0\text{в}} - 0,5h_{\text{щ}} (1 - \varepsilon_{\text{п.в}})], \quad (2.149)$$

где $h_{0\text{н}}$ и $h_{0\text{в}}$ – высота слоев светлой жидкости на тарелках испаряющей и укрепляющей частей колонны, м; $h_{\text{щ}}$ – высота прорезей (щелей) в стенке колпачка, м; $\varepsilon_{\text{п.н}}$ и $\varepsilon_{\text{п.в}}$ – объемное паросодержание пены на тарелках испаряющей и укрепляющей частей колонны соответственно, м³/м³.

У стандартных колпачковых тарелок значение $h_{\text{щ}}$ составляет 0,015, 0,020 или 0,030 м. Высоту светлого слоя жидкости на них, применив формулу (1.123), можно рассчитать следующим образом:

$$h_{0\text{н}} = 0,0419 + 0,19h_{\text{пер}} + 0,0135w_{\text{ун}} \sqrt{\rho_{\text{ун}}} + 2,46 \frac{V_{\text{хн}}}{L_{\text{с}}}; \quad (2.150)$$

$$h_{0\text{в}} = 0,0419 + 0,19h_{\text{пер}} + 0,0135w_{\text{ув}} \sqrt{\rho_{\text{ув}}} + 2,46 \frac{V_{\text{хв}}}{L_{\text{с}}}, \quad (2.151)$$

где $h_{\text{пер}}$ – высота сливного порога тарелки, м; $L_{\text{с}}$ – периметр (длина, ширина) сливного порога, м.

Значение $L_{\text{с}}$ для различных типов и исполнений тарелок в зависимости от их диаметра приведены в справочном приложении Б пособия,

а также в литературе [22]. Значения $h_{\text{пер}}$ для различных типов тарелок рекомендуется принимать от 0,025 до 0,050 м с шагом изменения 0,005 м.

Для колпачковых тарелок объемное паросодержание пены $\varepsilon_{\text{п.н}}$ и $\varepsilon_{\text{п.в}}$ рассчитывают, предварительно определив значения чисел Фруда для тарелок истощающей и укрепляющей частей колонны $Fr_{\text{н}}$ и $Fr_{\text{в}}$ соответственно по формулам:

$$Fr_{\text{н}} = \frac{w_{\text{yh}}^2}{gh_{0\text{н}}}; \quad (2.152)$$

$$Fr_{\text{в}} = \frac{w_{\text{yb}}^2}{gh_{0\text{в}}}. \quad (2.153)$$

$$\varepsilon_{\text{п.н}} = \frac{Fr_{\text{н}}^{0,5}}{1 + Fr_{\text{н}}^{0,5}}; \quad (2.154)$$

$$\varepsilon_{\text{п.в}} = \frac{Fr_{\text{в}}^{0,5}}{1 + Fr_{\text{в}}^{0,5}}. \quad (2.155)$$

2.8.1.4. Для расчетов гидравлического сопротивления ситчатых, клапанных и провальных тарелок, обусловленного парожидкостным слоем, используют формулы:

$$\Delta P_{\text{пж.н}} = \rho_{\text{хн}} gh_{0\text{н}}; \quad (2.156)$$

$$\Delta P_{\text{пж.в}} = \rho_{\text{хв}} gh_{0\text{в}}. \quad (2.157)$$

Высоты светлых слоев жидкости $h_{0\text{н}}$ и $h_{0\text{в}}$ для клапанных и ситчатых тарелок на основании формулы (1.121) рассчитывают по следующим зависимостям:

$$h_{0\text{н}} = 0,787 \left(\frac{V_{\text{хн}}}{L_{\text{с}}} \right)^{0,2} h_{\text{пер}}^{0,56} w_{\text{yh}}^{0,05-4,6h_{\text{пер}}} (1 - 0,31e^{-110\mu_{\text{хн}}}) \left(\frac{\sigma_{\text{хн}}}{\sigma} \right)^{0,09}; \quad (2.158)$$

$$h_{0\text{в}} = 0,787 \left(\frac{V_{\text{хв}}}{L_{\text{с}}} \right)^{0,2} h_{\text{пер}}^{0,56} w_{\text{yb}}^{0,05-4,6h_{\text{пер}}} (1 - 0,31e^{-110\mu_{\text{хн}}}) \left(\frac{\sigma_{\text{хв}}}{\sigma} \right)^{0,09}, \quad (2.159)$$

где σ – поверхностное натяжение воды при температуре 20°C, Н/м.

Ввиду сложности определения поверхностного натяжения смесей жидкостей рекомендуется принимать:

$$\sigma_{\text{хн}} = 0,5(\sigma_{\text{НК.н}} + \sigma_{\text{ВК.н}}); \quad (2.160)$$

$$\sigma_{\text{хв}} = 0,5(\sigma_{\text{НК.в}} + \sigma_{\text{ВК.в}}), \quad (2.161)$$

где $\sigma_{\text{НК.н}}$ и $\sigma_{\text{ВК.н}}$ – поверхностное натяжение жидких НК и ВК соответственно при средней температуре жидкости в истощающей части колонны, Н/м; $\sigma_{\text{НК.в}}$ и $\sigma_{\text{ВК.в}}$ – поверхностное натяжение жидких НК и ВК соответственно при средней температуре жидкости в укрепляющей части колонны, Н/м

2.8.1.5. Для провальных тарелок значения $\varepsilon_{\text{п.н}}$ и $\varepsilon_{\text{п.в}}$ вычисляются по формулам:

$$\varepsilon_{\text{п.н}} = 1 - 0,21 f_{\text{св}}^{-0,5} \text{Fr}_{\text{н}}^{-0,2}; \quad (2.162)$$

$$\varepsilon_{\text{п.в}} = 1 - 0,21 f_{\text{св}}^{-0,5} \text{Fr}_{\text{в}}^{-0,2}. \quad (2.163)$$

При расчетах по формулам (2.162) и (2.163) в них подставляют числа Фруда $\text{Fr}_{\text{н}}$ и $\text{Fr}_{\text{в}}$, которые на основании (1.118) определяются следующим образом:

$$\text{Fr}_{\text{н}} = 0,00128 B'_{\text{н}} \frac{\sigma_{\text{хн}}^{0,2}}{\left[\left(\frac{4V_{\text{хн}}}{\pi D_{\text{к}}} \right)^6 \mu_{\text{хн}}^2 \rho_{\text{хн}} \right]^{0,067} \rho_{\text{yh}}}; \quad (2.164)$$

$$\text{Fr}_{\text{в}} = 0,00128 B'_{\text{в}} \frac{\sigma_{\text{хв}}^{0,2}}{\left[\left(\frac{4V_{\text{хв}}}{\pi D_{\text{к}}} \right)^6 \mu_{\text{хв}}^2 \rho_{\text{хв}} \right]^{0,067} \rho_{\text{yb}}}, \quad (2.165)$$

где $B'_{\text{н}}$ и $B'_{\text{в}}$ – коэффициенты.

Значения $B'_{\text{н}}$ и $B'_{\text{в}}$ рассчитывают в зависимости от принятых предварительно коэффициентов для провальных тарелок истощающей и укрепляющей частей колонны $B_{\text{н}}$ и $B_{\text{в}}$ соответственно, используя формулы:

$$B'_{\text{н}} = B_{\text{н}} \left(\frac{w_{\text{yh}}}{w_{\text{н.п}}} \right)^2; \quad (2.166)$$

$$B'_{\text{в}} = B_{\text{в}} \left(\frac{w_{\text{yb}}}{w_{\text{в.п}}} \right)^2. \quad (2.167)$$

2.8.1.6. Величины $\Delta P_{\text{он}}$ и $\Delta P_{\text{ов}}$ рассчитывают по зависимостям:

$$\Delta P_{\text{он}} = \frac{4\sigma_{\text{хн}}}{d_{\circ}}; \quad (2.168)$$

$$\Delta P_{\text{ов}} = \frac{4\sigma_{\text{хв}}}{d_{\circ}}, \quad (2.169)$$

где $d_{\circ}$ – эквивалентный диаметр отверстий или щелей для прохода пара, м.

Для круглых отверстий ситчатых и дырчатых провальных тарелок $d_{\circ}$ равен номинальному диаметру этих отверстий. Для клапанных тарелок $d_{\circ} = 2h_{\text{к}}$, где $h_{\text{к}}$ – максимальная высота подъема клапана, м. Для клапанных прямоточных тарелок с круглыми клапанами $h_{\text{к}} \approx 0,006$ м, для тарелок с прямоугольными клапанами $h_{\text{к}} \approx 0,008$ м. Для колпачковых тарелок $d_{\circ} = 2b_{\text{щ}}$, где $b_{\text{щ}}$ – ширина щели для прохода пара в стенке колпачка, м. При трапециевидной форме щели $b_{\text{щ}} \approx 0,0054$ м ($h_{\text{щ}} = 0,015$ м), $b_{\text{щ}} \approx 0,0058$ м ($h_{\text{щ}} = 0,020$ м) и $b_{\text{щ}} \approx 0,0066$ м ($h_{\text{щ}} = 0,030$ м).

2.8.2. Расчет гидравлического сопротивления насадочной ректификационной колонны

2.8.2.1. Общее гидравлическое сопротивление насадочной ректификационной колонны $\Delta P_{\text{к}}$, Па, рассчитывают по зависимости

$$\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{н}} + \Delta P_{\text{в}}, \quad (2.170)$$

где $\Delta P_{\text{н}}$ и $\Delta P_{\text{в}}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой насадки исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно, Па.

Значения $\Delta P_{\text{н}}$ и $\Delta P_{\text{в}}$ рассчитывают по формулам:

$$\Delta P_{\text{н}} = A_{\text{н}} P_{\text{сух.н}}; \quad (2.171)$$

$$\Delta P_{\text{в}} = A_{\text{в}} P_{\text{сух.в}}, \quad (2.172)$$

где $A_{\text{н}}$ и $A_{\text{в}}$ – коэффициенты, учитывающие увеличение гидравлического сопротивления орошаемой насадки по сравнению с сухой для исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно; $\Delta P_{\text{сух.н}}$ и $\Delta P_{\text{сух.в}}$ – гидравлическое сопротивление сухой насадки исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно, Па.

2.8.2.2. Расчет $\Delta P_{\text{сух.н}}$ и $\Delta P_{\text{сух.в}}$ проводят, используя формулы:

$$\Delta P_{\text{сух.н}} = \lambda_{\text{н}} \frac{H_{\text{н.н}}}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\text{ун}} w_{\text{ун}}^2}{2\varepsilon^2}; \quad (2.173)$$

$$\Delta P_{\text{сух.в}} = \lambda_{\text{в}} \frac{H_{\text{н.в}}}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\text{ув}} w_{\text{ув}}^2}{2\varepsilon^2}, \quad (2.174)$$

где $\lambda_{\text{н}}$ и $\lambda_{\text{в}}$ – обобщенные коэффициенты трения для насадки в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны; $H_{\text{н.н}}$ и $H_{\text{н.в}}$ – общая высота насадки в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны, м; $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр насадки, м; ε – относительный свободный объем насадки, м³/м³.

Значения $\lambda_{\text{н}}$ и $\lambda_{\text{в}}$ определяют в зависимости от чисел Рейнольдса для паровой фазы в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны $\text{Re}_{\text{ун}}$ и $\text{Re}_{\text{ув}}$ соответственно. При этом данные числа рассчитывают следующим образом:

$$\text{Re}_{\text{ун}} = \frac{4w_{\text{ун}}\rho_{\text{ун}}}{\alpha\mu_{\text{ун}}}; \quad (2.175)$$

$$\text{Re}_{\text{ув}} = \frac{4w_{\text{ув}}\rho_{\text{ув}}}{\alpha\mu_{\text{ув}}}. \quad (2.176)$$

Непосредственно для расчета $\lambda_{\text{н}}$ и $\lambda_{\text{в}}$ в зависимости от числа Рейнольдса используют формулы Жаворонкова (1.169) и (1.170) или формулы Кафарова (1.172)–(1.174). Величины $H_{\text{н.н}}$ и $H_{\text{н.в}}$ определяются в зависимости от числа слоев насадки в каждой из частей колонны и высоты этих слоев по формулам (2.132) и (2.135). Для насадочных ректификационных колонн царгового исполнения данные величины рассчитывают по формулам (2.120) и (2.118).

При необходимости эквивалентный диаметр насадки $d_{\text{э}}$ определяют по зависимости (1.167).

2.8.2.3. Значения $A_{\text{н}}$ и $A_{\text{в}}$ можно определить, используя формулу Кафарова [28] или формулу Лева [12, 22, 27]. По Кафарову для насадочных ректификационных колонн

$$A_{\text{н}} = 1 + 5,15 \left(\frac{\bar{G}_{\text{хн}}}{\bar{G}_{\text{ун}}} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{\text{ун}}}{\rho_{\text{хн}}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{\text{хн}}}{\mu_{\text{ун}}} \right)^{0,036}; \quad (2.177)$$

$$A_B = 1 + 5,15 \left(\frac{\bar{G}_{XB}}{\bar{G}_{YB}} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{YB}}{\rho_{XB}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{XB}}{\mu_{YB}} \right)^{0,036}. \quad (2.178)$$

Значения $\bar{G}_{XB}$ и $\bar{G}_{YB}$ рассчитывают по формулам (2.59) и (2.58) соответственно, а значения $\bar{G}_{YB}$ и $\bar{G}_{XB}$ – по формулам (2.65) и (2.64) соответственно.

Согласно Лева, для насадочных колонн

$$A_H = 10^{169U_H}; \quad (2.179)$$

$$A_B = 10^{169U_B}, \quad (2.180)$$

где U_H и U_B – плотности орошения исчерпывающей и укрепляющей

частях колонны, $\frac{M^3}{M^2 \cdot C}$.

Значения U_B и U_H рассчитывают на основании определенных по формулам (2.73) и (2.74) соответственно средних объемных расходов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны по формулам:

$$U_B = \frac{4V_{XB}}{\pi D_K^2}; \quad (2.181)$$

$$U_H = \frac{4V_{XH}}{\pi D_K^2}. \quad (2.182)$$

2.9. РАСЧЕТ ШТУЦЕРОВ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Основными технологическими штуцерами ректификационной колонны (см. рис. 2.34–2.39) являются:

- для входа (подвода) питания А;
- входа (подвода) флегмы В;
- выхода (отвода) пара флегмы и дистиллята В;
- входа (подвода) парожидкостной смеси из испарителя Г;
- выхода (отвода) кубового остатка на циркуляцию в испарителе Д;
- выхода (отвода) кубового остатка Е.

Расчетный диаметр штуцера в общем случае определяют по формуле (1.182). Исходя из указаний, изложенных в подразделе 1.6 настоящего пособия, при определении расчетных диаметров штуцеров ректификационной колонны необходимо принимать следующие рекомендуемые скорости потоков в них:

– для штуцера входа питания $w_{\text{рек.А}}$ в пределах от 1 до 2,5 м/с (напорная линия насоса подачи питания);

– штуцера входа флегмы $w_{\text{рек.Б}}$ в пределах от 1 до 2,5 м/с (напорная линия насоса подачи флегмы);

– штуцера выхода кубового остатка $w_{\text{рек.Е}}$ в пределах от 0,3 до 0,5 м/с (всасывающая линия насоса для отвода кубового остатка).

Рекомендуемую скорость паров флегмы и дистиллята в штуцере В $w_{\text{рек.В}}$, м/с, необходимо рассчитать из условия, что фактор паровой нагрузки в этом штуцере $F_{\text{С.В}}$, Па^{0,5}, будет составлять от 8 до 15. При этом

$$F_{\text{С.В}} = w_{\text{рек.В}} \sqrt{\rho_{\text{yD}}}, \quad (2.183)$$

где ρ_{yD} – плотность паров флегмы и дистиллята, определяемая по формуле (2.53), кг/м³.

В итоге расчетные диаметры штуцеров А, Б, В и Е $d_{\text{р.А}}$, $d_{\text{р.Б}}$, $d_{\text{р.В}}$ и $d_{\text{р.Е}}$ соответственно, м, будут определяться по следующим формулам:

$$d_{\text{р.А}} = \sqrt{\frac{4V_F}{\pi w_{\text{рек.А}}}}; \quad (2.184)$$

$$d_{\text{р.Б}} = \sqrt{\frac{4V_R}{\pi w_{\text{рек.Б}}}}; \quad (2.185)$$

$$d_{\text{р.В}} = \sqrt{\frac{4V_G}{\pi w_{\text{рек.В}}}}; \quad (2.186)$$

$$d_{\text{р.Е}} = \sqrt{\frac{4V_W}{\pi w_{\text{рек.Е}}}}. \quad (2.187)$$

Значения объемных расходов V_F , V_R , V_G и V_W рассчитывают по формулам (2.19), (2.71), (2.66) и (2.21) соответственно. По рассчитанным значениям $d_{\text{р.А}}$, $d_{\text{р.Б}}$, $d_{\text{р.В}}$, $d_{\text{р.Е}}$ из стандартного ряда условных

диаметров в соответствии с рекомендациями, изложенными в подразделе 1.6 настоящего пособия, принимают условные диаметры данных штуцеров.

Условные диаметры штуцеров Г и Д, соединяющих колонну с испарителем, принимают равными условным проходам парового и жидкостного штуцеров данного испарителя. Подбор указанных штуцеров проводят после расчета (подбора) испарителя ректификационной колонны.

ЛИТЕРАТУРА К РАЗДЕЛУ 2

1. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М.: Альянс, 2007. – 576 с.
2. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков [и др.]. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.
3. Романков, П. Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк. – СПб.: Химиздат, 2009. – 542 с.
4. Новый справочник химика и технолога. Основные свойства неорганических, органических и элементоорганических веществ / под. ред. Н. К. Скворцова. – СПб.: Мир и Семья, 2002. – 1280 с.
5. Справочник химика: в 7 т. / под ред. Б. П. Никольского. – Л.: Химия, 1971. – Т. 2. – 1168 с.
6. Пери, Дж. Справочник инженера-химика: в 2 т. / Дж. Пери. – Л.: Химия, 1969. – Т. 1. – 640 с.; Т. 2. – 504 с.
7. Коган, В. Б. Равновесие между жидкостью и паром: справ. пособие: в 2 кн. / В. Б. Коган, В. М. Фридман, В. В. Кафаров. – М.; Л.: Наука, 1966. – Кн. 1. – 642 с.
8. Коган, В. Б. Равновесие между жидкостью и паром: справ. пособие: в 2 кн. / В. Б. Коган, В. М. Фридман, В. В. Кафаров. – М.; Л.: Наука, 1966. – Кн. 2. – 792 с.
9. Людмирская, Г. С. Равновесие жидкость-пар / Г. С. Людмирская, Т. А. Барсукова, А. М. Богомольный. – Л.: Химия, 1987. – 336 с.

10. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: справочник / под общ. ред. В. А. Григорьева и В. М. Зорина. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 558 с.

11. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: справочник / под общ. ред. А. В. Клименко и В. М. Зорина. – М.: Изд-во МЭИ, 2001. – 632 с.

12. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – М.: Альянс, 2004. – 751 с.

13. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.

14. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: в 2 ч. / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 2002. – Ч. 2: Массообменные процессы и аппараты. – 368 с.

15. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1967. – 847 с.

16. Александров, И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты: Методы расчета и основы конструирования / И. А. Александров. – Л.: Химия, 1965. – 308 с.

17. Александров, И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты: Методы расчета и основы конструирования / И. А. Александров. – Изд. 2-е, перераб. – М.: Химия, 1971. – 296 с.

18. Александров, И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты: Методы расчета и основы конструирования / И. А. Александров. – Изд. 3-е, перераб. – М.: Химия, 1978. – 280 с.

19. Справочник химика: в 7 т. / редкол.: Б. Л. Никольский (гл. ред.) [и др.]. – М.; Л.: Химия, 1966. – Т. 5. – 974 с.

20. Багатуров, С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации / С. А. Багатуров. – Изд. 3-е, перераб. – М.: Химия, 1974. – 440 с.

21. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Г. Г. Рабинович [и др.]; под ред. Е. Н. Судакова. – М.: Химия, 1979. – 568 с.

22. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.

23. Стабников, В. Н. Ректификационные аппараты. Расчет и конструирование / В. Н. Стабников. – М.: Машиностроение, 1965. – 556 с.

2. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

24. Крель, Э. Руководство по лабораторной перегонке / Э. Крель. – М.: Химия, 1980. – 520 с.

25. Калишук, Д. Г. Применение метода Хорвата и Шуберта при расчетах колонн четкой ректификации азеотропных смесей / Д. Г. Калишук, Н. П. Саевич, Е. Н. Слабко // Труды БГТУ. Сер. III, Химия и технология неорганич. в-в. – 2009. – Вып. XVII. – С. 156–158.

26. Колонные аппараты: каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987. – 27 с.

27. Рамм, В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – Изд. 2-е, доп. и перераб. – М.: Химия, 1976. – 656 с.

28. Кафаров, В. В. Основы массопередачи / В. В. Кафаров. – Изд. 3-е, испр. и перераб. – М.: Высш. шк., 1979. – 379 с.

29. Скобло, А. И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканова. – М.: Химия, 1982. – 584 с.

3. СОДЕРЖАНИЕ И СТРУКТУРА КУРСОВЫХ ПРОЕКТОВ (РАБОТ) ПО ТЕМАМ «АБСОРБЦИЯ» И «РЕКТИФИКАЦИЯ»

Курсовой проект (курсовая работа) по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» (родственной ей дисциплине) предусмотрен учебными планами для студентов очной и заочной форм получения высшего образования, обучающихся по химико-технологическим и химико-экологическим, а также по ряду специальностей (направлений) экономических и других специальностей. Точное наименование дисциплины, а также тип выполняемой работы (курсовой проект или курсовая работа) в зависимости от специальности и специализации приведены в таблице.

**Наименования дисциплины и тип выполняемой работы
в зависимости от специальности и специализации,
на которой обучается студент**

Шифр и наименование специальности, специализация, направление	Наименование дисциплины	Тип работы
1–48 01 01 «Химическая технология неорганических веществ, материалов и изделий», все специализации	Процессы и аппараты химической технологии	Курсовой проект
1–48 01 02 «Химическая технология органических веществ, материалов и изделий», все специализации	Процессы и аппараты химической технологии	Курсовой проект
1–48 01 04 «Технология электрохимических производств», все специализации	Процессы и аппараты химической технологии	Курсовой проект

3. СОДЕРЖАНИЕ И СТРУКТУРА КУРСОВЫХ ПРОЕКТОВ (РАБОТ) _____

Продолжение таблицы

Шифр и наименование специальности, специализация, направление	Наименование дисциплины	Тип работы
1–48 01 05 «Химическая технология переработки древесины», все специализации	Процессы и аппараты химической технологии	Курсовой проект
1–48 02 01 «Биотехнология», все специализации	Процессы и аппараты химической технологии	Курсовой проект
1–48 02 02 «Технология лекарственных препаратов»	Процессы и аппараты химической технологии	Курсовой проект
1–57 01 01 «Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов»	Процессы и аппараты химической технологии	Курсовой проект
1–57 01 03 «Биоэкология»	Процессы и аппараты химической технологии	Курсовой проект
1–36 07 01 «Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов», специализации 1–36 07 01 01 «Машины и аппараты химических производств» и 1–36 07 01 06 «Машины и аппараты фармацевтической промышленности»	Процессы и аппараты химических производств	Курсовой проект
1–53 01 01 «Автоматизация технологических процессов и производств (по направлениям)», направление 1–53 01 01–04 «Автоматизация технологических процессов и производств (химическая промышленность)»	Технологические процессы и аппараты отрасли	Курсовая работа
1–25 01 07 «Экономика и управление на предприятии», специализации 1–25 01 07 24 «Экономика и управление на предприятии химической промышленности» и 1–25 01 07 26 «Экономика и управление в промышленности строительных материалов»	Процессы и аппараты химических технологий	Курсовая работа

Шифр и наименование специальности, специализация, направление	Наименование дисциплины	Тип работы
1–26 02 03 «Маркетинг», специализации 1–26 02 03 15 «Маркетинг в химической промышленности» и 1–26 02 03 16 «Маркетинг в промышленности строительных материалов»	Процессы и аппараты химических технологий	Курсовая работа

Курсовой проект (курсовая работа) включает в свой состав:

- пояснительную записку;
- графическую часть.

Объем и содержание пояснительной записки и графической части зависят:

- от вида работы (курсовой проект или курсовая работа);
- специальности (специализации) на которой обучается студент, получивший задание на курсовое проектирование (на курсовую работу);
- тематики курсового проекта (курсовой работы);
- конкретного задания по тематике курсового проекта (курсовой работы).

В данном пособии изложены указания и требования к структуре и содержанию курсовых проектов (работ), имеющие общий характер, а также специфические указания и требования к курсовым проектам и работам, выполняемым по темам «Абсорбция» и «Ректификация».

Для восстановления уровня знаний по теории и практике процессов абсорбции и ректификации перед выполнением проекта (работы) студенту следует повторить соответствующие материалы из конспекта лекций, одного из учебников [1–9] или учебных пособий [10–15]. При задании на проект (работу) по теме «Абсорбция» наиболее внимательному изучению подлежат разделы учебников и учебных пособий «Основы массопередачи» и «Абсорбция и десорбция», при задании по теме «Ректификация» – «Основы массопередачи» и «Перегонка и ректификация». Для подбора вспомогательных аппаратов установок необходимы знания разделов (тем) «Прикладная гидравлика», «Насосы и компрессоры», «Теплопередача и теплообменные

аппараты». При выполнении курсовых проектов (работ) также могут быть полезными учебники и учебные пособия по процессам и аппаратам пищевых производств [16, 17], а также другая литература по дисциплинам, родственным «Процессам и аппаратам химической технологии».

3.1. СТРУКТУРА И СОДЕРЖАНИЕ ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ К КУРСОВОМУ ПРОЕКТУ (КУРСОВОЙ РАБОТЕ)

3.1.1. Структура пояснительной записки

3.1.1.1. Структура пояснительной записки к курсовому проекту (курсовой работе) регламентирована стандартом [18] и частично стандартом [19].

Вне зависимости от вида работы (курсовой проект или курсовая работа), специальности, на которой обучается студент, получивший задание на курсовое проектирование (курсовую работу), и тематики курсового проекта (работы) пояснительная записка содержит расположенные в указанной последовательности структурные элементы:

- титульный лист;
- задание на курсовое проектирование (курсовую работу);
- реферат;
- содержание;
- введение;
- основные разделы;
- заключение;
- список использованных источников.

В необходимых случаях после списка использованных источников помещают приложение (приложения).

Число, тематика и последовательность расположения основных разделов определяются видом работы (курсовой проект или курсовая работа), специальностью, на которой обучается студент, и тематикой проекта (работы).

3.1.1.2. Студенты химико-технологических специальностей 1–48 01 01 «Химическая технология неорганических веществ, мате-

риалов и изделий», 1–48 01 02 «Химическая технология органических веществ, материалов и изделий», 1–48 01 04 «Технология электрохимических производств», 1–48 01 05 «Химическая технология переработки древесины», 1–48 02 01 «Биотехнология», 1–48 02 02 «Технология лекарственных препаратов», инженерно-экологических специальностей 1–57 01 01 «Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов» и 1–57 01 03 «Биоэкология», а также специализаций 1–36 07 01 01 «Машины и аппараты химических производств» специальности 1–36 07 01 «Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов» при задании на курсовое проектирование по тематике «Абсорбция» выполняют следующие основные разделы:

- «Описание и обоснование технологической схемы абсорбционной установки»;
- «Описание конструкции абсорбера и принципа его действия»;
- «Описание конструкции и принципа действия вспомогательного оборудования установки»;
- «Расчет абсорбера»;
- «Расчет и подбор вспомогательного оборудования».

При выполнении курсовых проектов (работ) по тематике «Ректификация» для студентов упомянутых в настоящем пункте специальностей и специализаций основными разделами записки являются:

- «Описание и обоснование технологической схемы ректификационной установки»;
- «Описание конструкции ректификационной колонны и принципа ее действия»;
- «Описание конструкции и принципа действия вспомогательного оборудования установки»;
- «Расчет ректификационной колонны»;
- «Расчет и подбор вспомогательного оборудования».

Перечень основных разделов курсовой работы по дисциплине «Технологические процессы и аппараты отрасли» для студентов специальности 1–53 01 01 «Автоматизация технологических процессов и производств (по направлениям)» по направлению 1–53 01 01–04 «Автоматизация технологических процессов и производств (химическая промышленность)» соответствует перечню основных разделов курсового проекта для студентов специальностей 1–48 01 01, 1–48 01 02, 1–48 01 04, 1–48 01 05, 1–48 02 01, 1–48 02 02 1–57 01 01, 1–57 01 03 и специализаций 1–36 07 01 01 и 1–36 07 01 06.

Студенты экономических специальностей 1–25 01 07 «Экономика и управление на предприятии» специализаций 1–25 01 07 24 «Экономика и управление на предприятии химической промышленности» и 1–25 01 07 26 «Экономика и управление в промышленности строительных материалов» и специальности 1–26 02 03 «Маркетинг» специализаций 1–26 02 03 15 «Маркетинг в химической промышленности» и 1–26 02 03 16 «Маркетинг в промышленности строительных материалов» в записке к курсовой работе на тему «Абсорбция» выполняют следующие основные разделы:

- «Описание технологической схемы абсорбционной установки»;
- «Описание конструкции абсорбера и принципа его действия»;
- «Расчет абсорбера»;
- «Расчет и подбор вспомогательного оборудования».

Для студентов этих же специальностей и специализаций основными разделами пояснительной записки к курсовой работе на тему «Ректификация» являются:

- «Описание технологической схемы ректификационной установки»;
- «Описание конструкции ректификационной колонны и принципа ее действия»;
- «Расчет ректификационной колонны»;
- «Расчет и подбор вспомогательного оборудования».

Примечание. По заданию руководителя перечень основных разделов может быть дополнен специальным разделом. Специальный раздел также может быть введен руководителем проекта взамен раздела «Описание конструкции и принципа действия вспомогательного оборудования». Примерные темы специальных разделов могут быть следующими: «Обзор современных конструкций...»; «Расчетные методики для определения...»; «Современные установки для...»; «Аппаратурно-технологическое оформление процессов...»; «Сопоставительный расчет... по различным методикам».

3.1.2. Содержание структурных элементов пояснительной записки

3.1.2.1. Указания по содержанию и оформлению структурных элементов пояснительной записки «Титульный лист», «Реферат», «Содержание», «Список использованных источников» изложены в следующем разделе пособия.

3.1.2.2. Задание на курсовое проектирование (курсовую работу) имеет установленную в учебном заведении форму [18]. Содержание задания в зависимости от его тематики устанавливается кафедрой, на которой выполняется курсовой проект (курсовая работа). В задании указываются исходные данные на проектирование (на работу), содержание и состав пояснительной записки и графической части, график работы с указанием этапов, сроки представления проекта (работы) на рецензию и защиты, фамилии и инициалы исполнителя (студента), руководителя и консультанта (консультантов). Задание подписывается руководителем проекта (работы) и утверждается заведующим кафедрой. При получении задания студент проставляет в нем дату принятия к исполнению и личную подпись.

3.1.2.3. Содержание текста введения пояснительной записки к курсовому проекту (курсовой работе) должно соответствовать теме задания. В нем студентом должны быть отражены:

- роль процесса (абсорбции, ректификации или др.) в химической и смежных отраслях промышленности, в других сферах хозяйственной деятельности человека;
- краткие теоретические сведения о процессе, в т. ч. факторах, влияющих на его интенсивность и экономическую эффективность;
- классификация способов, установок и аппаратов для осуществления процесса с кратким сравнительным анализом их достоинств и недостатков, рекомендаций к применению;
- перспективные направления развития аппаратурно-технологического оформления процесса.

Во введении не должно содержаться формул, уравнений, рисунков, таблиц. Объем введения от двух до четырех страниц.

3.1.2.4. В разделах «Описание и обоснование технологической схемы абсорбционной установки» и «Описание и обоснование технологической схемы ректификационной установки» студенты, выполняющие курсовой проект, а также студенты специальности 1–53 01 01 «Автоматизация производственных процессов (по направлениям)», выполняющие курсовую работу по дисциплине «Технологические процессы и аппараты отрасли» дают подробное описание схемы соответствующей установки с необходимыми обоснованиями выбора конструкции и типа технологического оборудования, режимов его работы, параметров технологических потоков.

Осмысленное и качественное описание указанных разделов возможно после выполнения расчета основного аппарата (абсорбера или ректификационной колонны) и расчетов и подбора вспомогательного оборудования.

Описание схемы выполняют со ссылкой в тексте раздела на чертеж технологической схемы установки, входящий в состав курсового проекта (работы). Допускается в тексте раздела дублировать чертеж технологической схемы рисунком. В таком случае на рисунке по сравнению с чертежом допускаемы некоторые упрощения, а именно исключения второстепенных элементов. Обозначения элементов схемы, потоков и др. на чертеже и рисунке в тексте раздела должны совпадать.

Ссылка на чертеж схемы в тексте раздела делается следующим образом: «На чертеже КП 01 01 00 СЗ изображена технологическая схема ректификационной установки для разделения смеси метанол – вода...». В приведенной ссылке «КП 01 01 00 СЗ» – шифр чертежа технологической схемы установки в угловом штампе его основной надписи.

При описании схемы установки даются:

- перечень основных элементов (основного аппарата и вспомогательного оборудования) с указанием их условных обозначений;
- наименования и обозначения потоков исходного, промежуточного и конечных продуктов, материалов, теплоносителей и отходов (выбросов);
- параметры потоков (расходы, температуры, давления и т. д.);
- взаимосвязи основного аппарата и вспомогательного оборудования по потокам;
- источники и пути поступления исходного продукта, материалов, теплоносителей в установку;
- пути отвода конечного продукта (продуктов), отработанных теплоносителей и материалов, а также отходов (выбросов) из установки.

Описание по вышеизложенному перечню в необходимых случаях сопровождается обоснованиями. Данные обоснования подтверждают результатами анализа рекомендаций из литературы либо результатами расчетов, которые проведены студентом в разделах «Расчет абсорбера», «Расчет ректификационной колонны», «Расчет и подбор вспомогательного оборудования». Изменения параметров потоков

(давления, температуры и т. д.) указываются в обязательном порядке. Также необходимо указывать состав потоков, например, «Исходная газовая смесь 1 содержит 2,5% об. сероводорода и 97,5 % об. метана».

При описании схемы также делаются ссылки на запорную и регулируемую арматуру (вентили, клапаны, задвижки и др.) и указываются ее функции. Указанные устройства обеспечивают работу установки в заданных технологических режимах, ее безопасную эксплуатацию, прохождение потоков в нужных направлениях, отсечку потоков при остановке оборудования и т. д. Обязательными являются описания функций регулирующих клапанов, вентилей, задвижек, которые делаются следующим образом: «Расход оборотной воды, поступающей в холодильник дистиллята АТ 4, регулируется вентилем Вр 7. За счет регулирования расхода оборотной воды поддерживается ее температура на выходе из холодильника АТ 4 в пределах от 45 до 50°С». В данном примере «АТ 4» и «Вр 7» – условные обозначения холодильника дистиллята и регулирующего вентиля на схеме.

В заключительной части раздела кратко описывают мероприятия по охране окружающей среды, энергосбережению и безопасному ведению процесса, предусмотренные конструкцией разработанной установки и правилами ее эксплуатации.

Студенты экономических специальностей, выполняющие курсовую работу по дисциплине «Процессы и аппараты химических технологий», в разделах «Описание технологической схемы абсорбционной установки», «Описание технологической схемы ректификационной установки» выполняют рисунок со схемой соответствующей установки. На рисунке следует показать условными графическими обозначениями основной аппарат установки (абсорбер или ректификационную колонну), вспомогательное оборудование и линии связи (материальные потоки исходного и конечного продуктов, материалов, теплоносители и др.). Графические условные обозначения оборудования необходимо снабдить буквенно-цифровыми или позиционными обозначениями. Материальные потоки именуют цифровыми либо цифробуквенными обозначениями. Описание схемы проводят согласно выполненному рисунку с указанием назначения оборудования, параметров материальных потоков (расходов, температур, давления, агрегатного состояния и др.). Для вспомогательного оборудования указывают тип, основные конструктивные особенности и технические характеристики. Указанный раздел следует

выполнять после проведения расчета основного аппарата и подбора вспомогательного оборудования.

3.1.2.5. Разделы «Описание конструкции абсорбера и принципа его действия» и «Описание конструкции ректификационной колонны и принципа ее действия» следует выполнять после проведения расчета соответствующих аппаратов.

В курсовых проектах, а также курсовых работах студентов экономических специальностей в указанных разделах описание аппарата можно проводить со ссылкой на его чертеж. Ссылка в таком случае делается следующим образом: «На чертеже КП 04 22 00 ВО представлен насадочный абсорбер для абсорбции диоксида углерода водой». Чертеж может быть продублирован рисунком (рисунками) в тексте раздела (на усмотрение руководителя). При дублировании чертежа рисунками ссылки в тексте раздела даются на соответствующие рисунки.

Студенты специальности 1–53 01 01 специализации 1–53 01 01 04 в разделе «Описание конструкции абсорбера и принципа его действия» («Описание конструкции ректификационной колонны и принципа ее действия») выполняют рисунок с подробным эскизом соответствующего аппарата. Данный рисунок допускается выполнять на листе формата А3. В таком случае рисунок помещают в конце записки как приложение.

При описании конструкции аппарата перечисляют основные его составляющие (узлы, детали) с указанием их позиционных обозначений на рисунке (чертеже). При этом дается описание функционального назначения элементов аппарата, их конструктивные особенности. В тексте раздела указываются габаритные размеры аппарата, а также размеры его отдельных элементов, имеющих важное функциональное значение, например, диаметр шага отверстий ситчатой тарелки, межтарельчатое расстояние, размер насадочных тел, высоты слоев насадки и т. д.

При описании принципа действия указываются направления и характер движения потоков через аппарат, характер взаимодействий и их результаты, изменения температур, давлений, концентраций сред в аппарате и т. д. В данном разделе при необходимости обосновывается применение данного типа аппарата, контактных устройств, режимов работы и т. п. для осуществления заданного процесса. Также необходимо указать основные достоинства и недостатки аппарата по сравнению с аналогами.

В данном разделе недопустимо описывать конструкции и принцип действия аппаратов, которые не соответствуют заданию на курсовой проект (курсовую работу).

3.1.2.6. В разделе «Описание конструкции и принципа действия вспомогательного оборудования установки» курсового проекта (курсовой работы) студенты описывают только то вспомогательное оборудование, которое они рассчитывали и подбирали, выполняя раздел «Расчет и подбор вспомогательного оборудования». Описание должно быть конкретным, т. е. не сопровождаться характеристикой подобных аппаратов, которые могут быть применены взамен подобранных. При описании каждого из подобранных вспомогательных аппаратов выполняется рисунок, иллюстрирующий его конструкцию. При необходимости на рисунке указываются основные размеры (габаритные, определяющие работоспособность и т. п.). Также, если это необходимо, приводятся обоснования применения данного типа аппарата с указанием его достоинств. Для каждого из аппаратов приводятся его основные технические характеристики. Перечень технических характеристик зависит в первую очередь от назначения аппарата. Например, для кожухотрубчатого теплообменника это поверхность теплообмена, диаметр кожуха, длина трубного пучка, диаметр труб и т. д.

Описание принципа действия вспомогательного аппарата дается в соответствии с его назначением и спецификой конструкции.

3.1.2.7. Содержание разделов пояснительной записки «Расчет абсорбера» и «Расчет ректификационной колонны» зависит от задания на проект (работу) и применяемых методик расчета. Содержание раздела «Расчет абсорбера» формируется на основании указаний, изложенных в первом разделе настоящего пособия, содержание раздела «Расчет ректификационной колонны» – на основании указаний, изложенных во втором разделе.

3.1.2.8. При выполнении раздела «Расчет и подбор вспомогательного оборудования» в пояснительной записке к курсовому проекту (курсовой работе) на тему «Абсорбция» на основании ориентировочных расчетов подбирают:

- компрессор для сжатия исходной газовой смеси;
- насос для подачи свежего поглотителя в абсорбер;
- холодильник для охлаждения газовой смеси перед подачей в абсорбер (при необходимости, определяется заданием);

– холодильник для охлаждения свежего поглотителя (при необходимости определяется заданием).

Расчет и подбор компрессоров и насосов проводят в соответствии с указаниями, изложенными в пособиях [20–25]. При подборе компрессоров и насосов можно воспользоваться литературой [23, 24, 26–33].

Холодильник для охлаждения газовой смеси подбирается в случае, если температура этой смеси после компрессора выше температуры проведения процесса в абсорбере (температуры абсорбции).

Холодильник для охлаждения свежего абсорбента (поглотителя) необходим, если его температура выше температуры абсорбции. Холодильники подбирают, проведя их ориентировочные расчеты по методикам, изложенным в учебнике [1] и пособиях [20–23, 25, 34, 35].

При выполнении раздела «Расчет и подбор вспомогательного оборудования» в пояснительной записке к курсовому проекту (курсовой работе) на тему «Ректификация» на основании ориентировочных расчетов подбирают:

- испаритель;
- дефлегматор;
- насосы для подачи питания и флегмы.

Подбор испарителя и дефлегматора осуществляют после определения их тепловых мощностей (тепловых нагрузок) на основании уравнений, изложенных в источниках [1, 20–22] и другой литературе. На основании полученных значений тепловых мощностей проводят ориентировочный расчет и подбор указанных теплообменников по методикам, изложенным в учебнике [1], пособиях [20–23, 25, 34, 35].

Подбор насосов подачи питания и флегмы осуществляют после определения ориентировочных потерь напора в трубопроводах для их транспортировки. Указания по расчету потерь напора в трубопроводах и подбору насосов изложены в пособиях [23, 25].

3.1.2.9. В структурном элементе записки «Закключение» в краткой форме дают выводы по итогам расчетов и проектирования установки. Эти выводы содержат сведения о назначении и производительности установки, основные технические характеристики основного аппарата (абсорбера или ректификационной колонны), основные технические характеристики вспомогательного оборудования, данные о расходах и параметрах вспомогательных материалов (абсорбента при абсорбции) и теплоносителей. При использовании в составе установки стандартизированного покупного оборудования указывается его марка.

3.2. СТРУКТУРА И СОДЕРЖАНИЕ ГРАФИЧЕСКОЙ ЧАСТИ КУРСОВОГО ПРОЕКТА (КУРСОВОЙ РАБОТЫ)

Графическая часть курсового проекта по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» для студентов специальностей 1–48 01 01, 1–48 01 02, 1–48 01 04, 1–48 01 05, 1–48 02 01, 1–48 02 02, 1–57 01 01, 1–57 01 03 и по дисциплине «Процессы и аппараты химических производств» для студентов специализаций 1–36 07 01 01 и 1–36 07 01 06 специальности 1–36 07 01 при заданиях на проектирование по темам «Абсорбция» и «Ректификация» включает:

- чертеж технологической схемы (абсорбционной или ректификационной установки в зависимости от темы);
- чертеж общего вида основного аппарата (абсорбера или ректификационной колонны в зависимости от темы).

Графическая часть курсовой работы по дисциплине «Технологические процессы и аппараты отрасли», выполняемой студентами, обучающимися по направлению 1–53 01 01 04 «Автоматизация» специальности 1–53 01 01, по темам «Абсорбция» и «Ректификация» состоит из чертежа технологической схемы абсорбционной или ректификационной установки соответственно.

Графическая часть курсовой работы по дисциплине «Процессы и аппараты химических технологий» для студентов специализаций 1–25 01 07 24 и 1–25 01 07 26 специальности 1–25 01 07 и специализаций 1–26 02 03 15 и 1–26 02 03 16 специальности 1–26 02 03 по темам «Абсорбция» и «Ректификация» состоит из чертежа общего вида абсорбера или ректификационной колонны соответственно.

ЛИТЕРАТУРА К РАЗДЕЛУ 3

1. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – М.: Альянс, 2004. – 751 с.
2. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: в 2 ч. / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – Ч. 1: Теоре-

тические основы процессов и аппаратов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. – 400 с.

3. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: в 2 ч. / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 2002. – Ч. 2: Массообменные процессы и аппараты. – 368 с.

4. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1967. – 847 с.

5. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2 кн. / В. Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В. Г. Айнштейна. – М.: Логос: Высш. шк., 2002. – Кн. 1. – 912 с.

6. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2 кн. / В. Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В. Г. Айнштейна. – М.: Логос: Высш. шк., 2002. – Кн. 2. – 872 с.

7. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.

8. Скобло, А. И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / А. И. Скобло, И. А. Трегубов, Ю. К. Молоканов. – М.: Химия, 1982. – 584 с.

9. Молоканов, Ю. К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки / Ю. К. Молоканов. – М.: Химия, 1987. – 368 с.

10. Гельперин, Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: в 2 кн. – М.: Химия, 1981. – Кн. 1. – 384 с.

11. Гельперин, Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: в 2 кн. – М.: Химия, 1981. – Кн. 2. – 426 с.

12. Процессы и аппараты химической промышленности / П. Г. Романков [и др.]; под ред. П. Г. Романкова. – Л.: Химия, 1989. – 559 с.

13. Маркаў, У. А. Працэсы і апараты хімічнай тэхналогіі: у 2 ч. / У. А. Маркаў, П. Я. Вайцяховіч. – Мінск: БДТУ, 2002. – Ч. 1: Гідрамеханічныя і механічныя працэсы. – 302 с.

14. Маркаў, У. А. Працэсы і апараты хімічнай тэхналогіі: у 2 ч. / У. А. Маркаў. – Мінск: БДТУ, 2006. – Ч. 2: Цеплавыя і масаабменныя працэсы. – 442 с.

15. Фролов, В. Ф. Лекции по курсу «Процессы и аппараты химической технологии» / В. Ф. Фролов. – СПб.: Химиздат, 2008. – 608 с.

16. Кавецкий, Г. Ф. Процессы и аппараты химической технологии / Г. Д. Кавецкий, Б. В. Васильев. – М.: Колос, 1999. – 551 с.
17. Стабников, В. Н. Процессы и аппараты пищевых производств / В. Н. Стабников, В. И. Лысянский, В. Д. Попов. – М.: Агропромиздат, 1985. – 510 с.
18. Проекты (работы) курсовые. Требования и порядок подготовки, представления к защите и защита: СТП 002–2007: Введ. 03.05.2007. – Минск: БГТУ, 2007. – 40 с.
19. Проекты (работы) дипломные. Требования и порядок подготовки, представления к защите и защита: СТП 001–2010: Введ. 03.03.2010. – Минск: БГТУ, 2010. – 239 с.
20. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М.: Альянс, 2007. – 576 с.
21. Романков, П. Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков [и др.]. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.
22. Романков, П. Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк. – СПб.: Химиздат, 2009. – 542 с.
23. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
24. Иоффе, И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / И. Л. Иоффе. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.
25. Процессы и аппараты химической технологии: методические указания к курсовому проектированию по одноименной дисциплине / Д. Г. Калишук, С. К. Протасов, В. А. Марков. – Минск: БТИ, 1992. – 42 с.
26. Тимонин, А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2002. – Т. 3. – 968 с.
27. Лопастные насосы: справочник / В. А. Зимницкий и [др.]. – Л.: Машиностроение, 1986. – 334 с.
28. Рахмилевич, З. З. Насосы в химической промышленности / З. З. Рахмилевич. – М.: Химия, 1990. – 240 с.
29. Насосы и компрессоры / С. А. Абдурашитов и [др.]. – М.: Недра, 1974. – 296 с.

3. СОДЕРЖАНИЕ И СТРУКТУРА КУРСОВЫХ ПРОЕКТОВ (РАБОТ) _____

30. Черкасский, В. М. Насосы, вентиляторы и компрессоры / В. М. Черкасский. – М.: Энергоатомиздат, 1984. – 416 с.

31. Рахмилевич, З. З. Компрессорные установки в химической промышленности / З. З. Рахмилевич, Е. Н. Мыслицкий, С. А. Хачатурян. – М.: Химия, 1977. – 280 с.

32. Рахмилевич, З. З. Справочник механика химических и нефтехимических производств / З. З. Рахмилевич, И. М. Радзин, С. А. Фармазов. – М.: Химия, 1985. – 592 с.

33. Справочное пособие по гидравлике, гидромашинам и гидроприводам / под общ. ред. Б. Б. Некрасова. – Минск: Вышэйшая школа, 1985. – 382 с.

34. Працэсы і апараты хімічнай тэхналогіі / склад. Дз. Р. Калішук. – Мінск: БДТУ, 1998. – 40 с.

35. Тэхналагічныя працэсы і апараты галіны / склад.: Дз. Р. Калішук, М. П. Саевіч. – Мінск: БДТУ, 2001. – 51 с.

4. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА (КУРСОВОЙ РАБОТЫ)

4.1. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ

Пояснительную записку курсового проекта (работы) оформляют в соответствии с требованиями, изложенными в стандартах [1, 2]. Положения указанных стандартов, регламентирующие оформление пояснительной записки, базируются на требованиях ГОСТ 2.105-95 ЕСКД «Общие требования к текстовым документам» и ГОСТ 7.32-2001 (ИСО2709-96) «Система стандартов по информатизации, библиотечному и издательскому делу. Отчет о научно-исследовательской работе. Структура и правила оформления». При этом в стандартах [1, 2] учтена специфика учебного курсового проекта.

4.1.1. Титульный лист пояснительной записки

Титульный лист пояснительной записки курсового проекта (курсовой работы) оформляют в соответствии с формами, представленными в приложении Д1 и Д2 настоящего пособия. Как показано в формах, на титульном листе следует записывать полное (словами, а не аббревиатурой) наименование факультета. Наименование кафедры, на которой выполняется проект (работа), записывают аббревиатурой, для специальности и специализации (направления) приводят их цифровые шифры. Для студентов заочного факультета после слова «группы» указывают обозначение специальности (специализации) аббревиатурой. Для студентов очной формы обучения указывают номер группы.

Сокращения, принятые при записи должности, ученой степени и ученого звания руководителя проекта (работы), следующие:

- должность «заведующий кафедрой...» – «зав. каф....»;
- должность «доцент кафедры...» – «доц. каф....»;
- ученое звание «доцент» – «доц.»;
- должность «старший преподаватель кафедры...» – «ст. преподаватель каф....»;
- должность «ассистент кафедры...» – «ассист. каф....»;
- ученая степень «доктор технических наук» – «д-р техн. наук»;
- ученая степень «кандидат технических наук» – «канд. техн. наук».

Наименования должности и ученого звания «профессор» при записи на титульном листе не сокращают. Если руководитель проекта имеет ученую степень по химическим наукам, то в таком случае в сокращенном виде пишут «хим. наук», если по физико-математическим – то «физ.-мат. наук».

На титульном листе в обязательном порядке должны быть личная подпись студента и дата.

4.1.2. Оформление реферата

После заголовка «Реферат» последовательно размещаются:

- сведения об объеме пояснительной записки, количестве иллюстраций, таблиц, использованных источников и приложений;
- перечень ключевых слов;
- текст реферата;
- сведения об объеме графического и (или) иллюстрационного материала.

Заголовок «Реферат» записывают строчными буквами, кроме первой прописной симметрично тексту.

Все рубрики реферата записывают в виде отдельных абзацев. Текст реферата может состоять из нескольких абзацев. Перечень ключевых слов начинают с начала строки без абзацного отступа. При отсутствии в пояснительной записке таблиц и приложений сведения о них в реферате не приводят.

Перечень ключевых слов должен включать от 5 до 15 слов или словосочетаний из текста записки, которые в наибольшей мере характеризуют ее содержание. Ключевые слова записывают в именительном падеже прописными буквами через запятые. Перенос слов (словосочетаний) в перечне ключевых слов не допускается. Точку в конце перечня ключевых слов не ставят.

Текст реферата должен отражать:

- объект разработки;
- цель проекта (работы);
- результаты работы;
- основные конструктивные, технологические, технико-эксплуатационные и технико-экономические характеристики объекта.

Сведения об объеме графического материала необходимо приводить в пересчете на листы формата А1 по ГОСТ 2.301.

Объем реферата должен составлять не более одной страницы текста. Реферат следует представлять на языке составления пояснительной записки.

Образцы выполнения реферата приведены в приложениях Д3 и Д4.

4.1.3. Оформление содержания

Содержание включает введение, наименование всех разделов, подразделов, пунктов (если последние имеют наименование), заключение, список использованных источников и наименования приложений с указанием номеров страниц, на которых начинаются элементы пояснительной записки курсового проекта (работы).

Все заголовки элементов пояснительной записки в содержании записывают строчными буквами (кроме первой прописной). Конец последнего слова каждого заголовка, записанного в содержании, соединяют отточием с номером страницы, на которой расположен заголовок. Номера страниц следует проставлять арабскими цифрами вплотную к правому полю для письма без буквы «с» и знаков препинания.

Заголовок «Содержание» записывают симметрично тексту строчными буквами за исключением первой прописной.

Пример выполнения содержания приведен в приложении Д5.

4.1.4. Изложение текста пояснительной записки

4.1.4.1. Пояснительную записку проекта (работы) следует выполнять на белой бумаге формата А4 на одной стороне листа с помощью компьютера и принтера. Цвет шрифта должен быть черным, язык изложения текста – русским или белорусским. Интенсивность печати на всем протяжении записки должна быть четкой и равномерной. Запрещается применять режим работы принтера «экономичная печать».

4. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Допускается выполнять иллюстрации и таблицы, включаемые в приложения, на листах формата А3.

4.1.4.2. Текст следует печатать с соблюдением полей: правое – 10 ± 1 мм; верхнее – 20 ± 1 мм; левое – 23 ± 1 мм; нижнее – 15 ± 1 мм (при отсутствии рамки и основной надписи на листе). При наличии на листе рамки и основной надписи по форме 2 расстояние между верхней границей основной надписи и последней строкой текста, если лист полностью заполняется текстом, должно составлять 10–15 мм.

4.1.4.3. Текст пояснительной записки следует печатать шрифтом Times New Roman размером 12 или 14 пт. Сплошной текст должен быть отпечатан через одинарный межстрочный интервал. Размер шрифта символов в формулах и уравнениях, заголовках элементов записки, в том числе и разделов, заголовках и подрисунковых надписях иллюстраций, заголовках и тексте таблиц должен соответствовать размеру основного шрифта текста. Индексы при основных символах в формулах и уравнениях, а также при написании символов в тексте и таблицах следует выполнять шрифтом размером 9 пт.

Запись формул химических соединений должна соответствовать общепринятым правилам: число атомов отдельных элементов, а также структурных групп элементов указывают нижним индексом арабскими цифрами; в комплексных соединениях разделительным знаком является « $\cdot$ ». Примеры: $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$; $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$.

Незначительные опечатки, описки, графические неточности, обнаруженные в результате выполнения текста записки и иллюстраций в ней, а также обнаруженные в результате проверки руководителем проекта (работы), допускается исправлять подчисткой или закрашиванием белой краской с нанесением на данных местах аккуратных исправлений от руки (черными чернилами, пастой или тушью), а также наклеиванием бумажных фрагментов с исправлениями.

Абзацные отступы следует выполнять отступом 15–17 мм.

Размеры полей и абзацных отступов должны быть одинаковыми на протяжении всего текста пояснительной записки проекта (работы).

4.1.4.4. Структурные элементы записки «Реферат», «Содержание», «Введение», «Заклучение», «Список использованных источников», а также каждый из основных разделов и каждое из приложений следует начинать с нового листа.

На заглавных листах основных разделов должна быть выполнена рамка и основная надпись по форме 2 [1, 2]. Образец выполнения основной надписи по форме 2 приведен в приложении Д6.

На последующих листах основных разделов пояснительной записки рамку и основную надпись по форме 2а допускается не выполнять.

4.1.4.5. Основные разделы пояснительной записки должны быть пронумерованы арабскими цифрами. Заголовок раздела должен включать в свой состав собственный порядковый номер.

Разделы могут включать в свой состав подразделы, пункты и подпункты. Подразделы должны иметь заголовки с порядковыми номерами внутри раздела. Номер подраздела в его заголовке необходимо записывать арабскими цифрами после номера раздела и отделять от него точкой.

Пункты должны иметь порядковую нумерацию внутри подраздела. Номер пункта последовательно включает в свой состав номера раздела, подраздела и пункта, разделенные точками. Порядковый номер пункта следует записывать арабскими цифрами. Пункт может иметь заголовок.

Подпункты должны иметь порядковую нумерацию внутри пункта. Номер подпункта включает последовательно номера раздела, подраздела, пункта и подпункта, разделенные точками. Порядковый номер подпункта следует записывать арабскими цифрами.

Заголовки разделов, подразделов, а также пунктов при их наличии должны быть записаны строчными буквами, кроме первой прописной, с абзацного отступа полужирным шрифтом. Точку между последней цифрой номера заголовка и текстом заголовка не ставят. Также не ставят точку в конце заголовка. Перенос слов в заголовках, за исключением содержания и упоминаний их в тексте, запрещен. Заголовок раздела, подраздела, пункта должен быть кратким и наиболее точно отражать содержание соответствующей рубрики текста. Если заголовок занимает более одной строки, то последующая (последующие) его строка должна быть записана без абзацного отступа. Если заголовок состоит из двух предложений, то их разделяют точкой.

Заголовки разделов должны быть отделены от текста интервалом 18 пт, заголовки подразделов и пунктов: сверху – интервалом 18 пт, снизу – интервалом 12 пт. Соседние, последовательно записанные

заголовки разделов, подразделов и пунктов следует отделять друг от друга интервалом 12 пт.

Запрещено переносить заголовки подразделов и пунктов с листа на лист, а также записывать их в конце текста, если после указанных заголовков на листе размещается меньше двух строк текста.

Заголовки элементов текста «Реферат», «Содержание», «Введение», «Заключение», «Список использованных источников» следует записывать в начале соответствующих страниц строчными буквами кроме первой прописной полужирным шрифтом симметрично тексту и отделять от него интервалом 18 пт.

Образцы выполнения заголовков.

Заголовок раздела:

3 Описание вспомогательного оборудования ректификационной установки

Заголовок подраздела:

3.2 Дефлегматор

Заголовок пункта:

3.3.3 Насос подачи флегмы

4.1.4.6. Нумерация страниц пояснительной записки должна быть сквозной. Страницы следует нумеровать арабскими цифрами. Номер страницы проставляют над текстом в правом верхнем углу листа на расстоянии 10 ± 2 мм от верхней и правой его границ.

Титульный лист включают в общую нумерацию страниц. Номер страницы на титульном листе не проставляют.

Иллюстрации и таблицы, расположенные на отдельных листах, а также листы приложений включают в общую нумерацию страниц. Иллюстрацию (таблицу), размещенную на листе формата А3, учитывают как одну страницу. Также за одну страницу засчитывают лист бланка задания на курсовое проектирование (на выполнение курсовой работы).

4.1.4.7. Внутри текста основных разделов, реферата, введения, заключения, приложений могут быть приведены перечисления. Пункты перечисления записывают с абзачного отступа каждый после двоеточия. Перед каждым пунктом перечисления следует ставить дефис или, при необходимости ссылки в тексте на один или несколько пунктов перечисления, строчную букву русского алфавита

(за исключением ё, з, о, г, ь, й, ы, ъ) с проставленной после нее круглой скобкой. Для дальнейшей детализации перечислений (сложные перечисления) необходимо использовать арабские цифры с проставленными после них круглыми скобками. Запись подчиненных пунктов сложного перечисления выполняют с абзацными отступами по отношению к основному.

Примеры выполнения перечислений.

Простое перечисление:

Сушилки по способу подвода тепла делят на:

- конвективные;
- контактные;
- радиационные;
- высокочастотные.

Сложное перечисление:

В промышленности применяют различные по характеру взаимодействия теплоносителей, принципу работы и конструкции теплообменники:

- поверхностные:
 - а) трубчатые:
 - кожухотрубчатые;
 - двухтрубные;
 - змеевиковые;
 - б) пластинчатые;
 - в) рубашечные;
- контактные:
 - а) распылительные;
 - б) барботажные;
 - в) пленочные;
- регенеративные.

4.1.4.8. Текст пояснительной записки должен быть кратким, четким и не допускать различных толкований. В тексте пояснительной записки не допускается применять:

- обороты разговорной речи, техницизмы, профессионализмы;
- для одного и того же понятия различные термины, одинаковые по смыслу (синонимы), а также иностранные слова и термины при наличии равнозначных слов и терминов в русском (белорусском) языке;
- произвольные словообразования;

– сокращения слов, кроме установленных правилами русской (белорусской) орфографии, соответствующими государственными и международными стандартами;

– сокращения обозначения единиц физических величин, если они применяются без цифр, за исключением единиц физических величин в головках и боковиках таблиц и в расшифровках буквенных обозначений, входящих в формулы и иллюстрации.

4.1.4.9. В тексте пояснительной записки, за исключением формул, таблиц и иллюстраций, не допускается применять:

– математический знак минус (–) перед отрицательными значениями величин (следует писать слово «минус»);

– знак «Ø» для обозначения диаметра (следует писать слово «диаметр») за исключением указания размера или предельных отклонений диаметра на иллюстрациях (на чертежах, эскизах, помещенных в тексте, перед размерным числом пишут знак «Ø»);

– без числовых значений математические знаки «>» (больше), «<» (меньше), «=» (равно), «≥» (больше или равно), «≤» (меньше или равно), «≠» не равно, а также знаки «№» (номер) и «%» (процент);

– при записи формул и уравнений, а также расчетов для обозначения действия умножения знаки «×» и «*» (следует использовать обозначение «»);

– индексы стандартов, технических условий и других нормативно-технических документов без их регистрационного номера.

Ссылки на документы, указанные в последнем пункте перечисления, следует выполнять по принципу следующих примеров:

«...размеры и конструкция прямоточных клапанных тарелок регламентированы ГОСТ XXXX»; «...размеры сторон основных форматов чертежей указаны в ГОСТ 2.301»; «...перечень сокращений белорусских слов установлен СТБ 7.12». Год регистрации после записи регистрационного номера нормативно-технического документа при этом не следует указывать. Запрещается перенос обозначений нормативно-технических документов, а также их регистрационных номеров. Не допускается отрыв обозначения нормативно-технического документа от его регистрационного номера (перенос со строки на строку).

4.1.4.10. Перечень допускаемых сокращений русских слов установлен в ГОСТ 2.316 и 7.12, белорусских – в СТБ 7.12.

4.1.4.11. Единицы измерения физических величин в тексте пояснительной записки должны соответствовать системе СИ и ГОСТ 8.417.

Допускается применение внесистемных единиц измерения физических величин при расшифровке обозначений в эмпирических и критериальных уравнениях, заимствованных из научной и справочной литературы, а также при решении этих уравнений. Если в результате решения указанных уравнений результат получен во внесистемной единице измерения, то он должен быть переведен в единицу системы СИ. Допускается также использовать внесистемные единицы измерения физических величин при изложении справочных и других данных, заимствованных из узкоспециальной или научно-технической литературы, изданной до введения в качестве обязательной к применению системы СИ. В данном случае величины обязательно должны быть переведены в тексте записки в единицу системы СИ по примеру: «...низшая теплота сгорания метана $Q^{\text{н}} = 8,57 \text{ Гкал/м}^3 = 35,88 \text{ МДж/м}^3\text{...}$ ».

При записи ряда числовых значений, выраженных в одной и той же единице измерения, а также при описании диапазона измерения размерной величины размерность указывают только после последнего числового значения, например:

- «...стандартные длины труб указанного сортамента 1,5; 2,0; 3,0; 4,0; 6,0 м...»;
- «...в феврале температура колебалась от минус 18 до плюс 7°С...».

Единица измерения физической величины в пределах раздела пояснительной записки должна быть постоянной, за исключением случаев, указанных в первом абзаце настоящего пункта.

Запрещается отрыв (перенос на разные строки или страницы) единицы измерения величины от ее числового значения, в том числе перенос со строки на строку самих числовых значений и единиц измерения.

4.1.4.12. В тексте пояснительной записки числовые значения величин с обозначением единиц физических величин, а также единиц счета (например, труб, болтов, штук и т. д.) следует писать цифрами. Числа от одного до девяти без обозначения физических величин и числа счета в пределах от одного до девяти необходимо записывать словами, например: «... шесть болтов...», «...Значение коэффициента равно трем...».

4.1.4.13. Точность числовых значений величин, представленных в тексте пояснительной записки, в том числе результатов расчетов,

должна соответствовать устоявшейся в отрасли практике и обеспечивать необходимое качество изделия, описания процесса (явления), исследований и т. п. При проведении промежуточных инженерных расчетов и записи их результатов, как правило, следует использовать, за исключением целых величин и данных, заимствованных из справочной и научно-технической литературы, величины, округленные с точностью не менее четырех значащих цифр. Окончательные результаты при этом следует записывать, как правило, округляя их значения до трех значащих цифр.

Точность числовых значений, используемых в пределах одного раздела пояснительной записки, по возможности должна быть выровнена.

4.1.4.14. Дробные числа необходимо приводить в виде десятичных дробей.

4.1.4.15. В формулах и уравнениях в качестве символов следует применять обозначения, установленные международными, межгосударственными, национальными или отраслевыми стандартами или принятыми в данной отрасли. Пояснения символов и числовых коэффициентов, входящих в формулы и уравнения, если они не пояснены ранее в тексте, должны быть приведены непосредственно под формулой. Пояснения каждого символа следует давать с новой строки в той последовательности, в которой символы приведены в формуле. Первая строка пояснения должна начинаться со слова «где» без двоеточия после него.

Пример:

При конденсации насыщенного пара коэффициент теплоотдачи α_k , Вт/(м²·К), обычно рассчитывают по зависимости

$$\alpha_k = A \sqrt[4]{\frac{\lambda_k^3 \rho_k^2 r}{\mu_k l \Delta T}}, \quad (2.1)$$

где A – коэффициент, величина которого зависит от вида поверхности, на которой происходит конденсация;

λ_k – теплопроводность конденсата, Вт/(м·К);

ρ_k – плотность конденсата, кг/м³;

r – удельная теплота конденсации пара, Дж/кг;

μ_k – динамическая вязкость конденсата, Па·с;

l – характерный вертикальный размер поверхности, м;

ΔT – температурный напор между паром и поверхностью конденсации, К.

Формулы, следующие одна за другой, не разделенные текстом, разделяют запятой, записывая каждую на отдельной строке. Формулы следует записывать симметрично тексту.

Переносить формулы, а также выполняемые по ним расчеты на следующую строку допускается только на знаках математических операций и других математических знаках, причем знак в начале следующей строки повторяют. При переносе формулы (расчета) на знаке умножения применяют знак « $\times$ ».

Формулы и уравнения в пределах одного раздела, приложения должны нумероваться сквозной нумерацией арабскими цифрами. Номера формул включают последовательно номер раздела (обозначение приложения) и порядковый номер формулы, разделенные точкой, должны быть заключены в круглые скобки, например: (3.1), (Б.14). Номер формулы следует проставлять вплотную у правого поля текста. Ссылки на формулы, ранее приведенные в тексте записки, а также на формулы в приложениях необходимо выполнять, используя их номера, например: «...по формуле (2.8)...», «...расчетная зависимость (А.6)...».

4.1.4.16. Изложение расчетов по формулам и уравнениям производится после записи данных формул и уравнений, пояснения условных обозначений, входящих в них, и установления численных значений всех величин, кроме определяемой. При записи расчетов размерность величин не записывают, за исключением величины, выражающей конечный результат. При установлении численных значений величин необходимо указать ссылки на источники, из которых они получены. Ссылки на величины, ранее установленные (рассчитанные), следует давать только в случае необходимости. Если величина параметра принята исполнителем расчетов, на то должно быть указано.

Пример оформления фрагмента расчетов:

Коэффициент теплоотдачи от пара к стенке горизонтального кожухотрубчатого конденсатора α_n , Вт/(м² · К), рассчитываем по формуле

$$\alpha_n = 0,728 \varepsilon^4 \sqrt{\frac{\lambda_r^3 \rho_r^2 g r}{\mu_r d_n \Delta T}}, \quad (4.5)$$

где ε – коэффициент, величина которого зависит от числа вертикальных рядов труб;

λ_{κ} – теплопроводность конденсата (воды), Вт/(м · К);

ρ_{κ} – плотность конденсата, кг/м³;

r – удельная теплота конденсации водяного пара, Дж/кг;

μ_{κ} – динамическая вязкость конденсата, Па·с;

ΔT – температурный напор между паром и стенкой трубы, К.

Для горизонтального теплообменника с общим числом труб 244 число их вертикальных рядов 16, при этом $\varepsilon = 0,63$ [12].

При средней температуре пленки конденсата $T_{пл} = 415$ К $\lambda_{\kappa} = 0,685$ Вт/(м · К), $\rho_{\kappa} = 925$ кг/м³, $\mu_{\kappa} = 1,92 \cdot 10^{-4}$ Па · с [7]. При давлении водяного пара $P_{\pi} = 0,4$ МПа $r = 2,133 \cdot 10^6$ Дж/кг [8]. В первом приближении при расчете принимаем $\Delta T = 4$ К.

$$\alpha_{\pi} = 0,728 \cdot 0,634 \sqrt{\frac{0,685^3 \cdot 925^2 \cdot 9,81 \cdot 2,133 \cdot 10^6}{1,92 \cdot 10^{-4} \cdot 0,025 \cdot 4}} = 1,073 \cdot 10^4 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Температуру поверхности стенки...».

Примечания:

1. Обозначения «g» и «d_н» не пояснены после формулы, поскольку в тексте записки пояснение этих символов было дано выше, так же как и численные значения обозначенных этими символами величин – ускорения свободного падения и наружного диаметра труб,

2. Числа в квадратных скобках [12], [7], [8] представляют собой номера источников, из которых получены соответствующие числовые значения величин.

При проведении циклических расчетов (расчетов с использованием одной и той же формулы, а также расчетов с использованием определенной группы формул по одному и тому же алгоритму с подстановкой варьируемых исходных величин) в тексте записки следует приводить один пример расчета. Для всех вариантов расчетов исходные данные и результаты необходимо представить в виде таблицы. При демонстрации примера расчета недопустимо представлять пример с промежуточными и окончательными результатами, числовые значения которых равны нулю.

4.1.4.17. При изложении расчетов, выполняемых с помощью заимствованных компьютерных программ, следует:

- сделать ссылку в тексте записки на данную компьютерную программу как на источник информации;

- записать с необходимыми обоснованиями, ссылками на источники, обозначениями и единицами измерений массив исходных данных для расчета;

- записать с обозначениями и единицами измерений массив величин, представляющих собой результаты расчета.

4.1.4.18. При изложении расчетов, выполненных с помощью компьютерных программ, разработанных студентом, следует:

- представить в тексте соответствующего раздела алгоритм выполнения расчетов с необходимыми формулами, обоснованиями, описанием логических операций;

- представить в приложениях таблицу идентификаторов компьютерной программы и ее листинг;

- записать в тексте соответствующего раздела массивы исходных данных с необходимыми ссылками на источники и обоснованиями;

- записать массив величин, представляющих результаты расчета.

Разработанная студентом компьютерная программа может быть проиллюстрирована блок-схемой.

4.1.4.19. Примечания следует помещать в пояснительной записке, если необходимы пояснения относительно содержания текста, таблиц или иллюстраций. Примечания не должны содержать требований.

Примечания необходимо помещать непосредственно после текстового материала (рекомендуется в конце пункта, подпункта), таблицы или графического материала, к которым они относятся, и печатать с прописной буквы с абзаца. Если примечание одно, то после слова «Примечание» следует ставить тире, а за ним с прописной буквы печатать текст примечания. Одно примечание не нумеруют. Несколько примечаний нумеруют по порядку арабскими цифрами. Номер примечания от его текста точкой не отделяют. Примечание к таблице необходимо помещать в конце таблицы над чертой, обозначающей ее окончание.

Текст примечаний рекомендуется выделять, печатая их шрифтом размером 12 или 10 пт в зависимости от размера основного шрифта.

Пример записи примечания.

Примечание – При расчетах центрифуг силу тяжести не учитывают из-за того, что ее величина мала по сравнению с величиной центробежной силы.

4.1.4.20. В пояснительной записке при необходимости приводятся ссылки на разделы, подразделы, пункты, подпункты, перечисления, таблицы, иллюстрации, формулы и приложения данной записки, а также на литературные источники, периодические издания, стандарты, нормативные документы, технические условия и другие документы, электронные информационные ресурсы.

Ссылки на разделы, подразделы, пункты, подпункты, перечисления, таблицы, иллюстрации, формулы и приложения записки следует выполнять по следующим примерам:

– «...технологическая схема производства, описанная в разделе 2...»;

– «...в пункте 2.4.1 настоящей записки обосновано применение оребренных труб...»;

– «...по пункту б) перечисления...»;

– «...результаты расчетов занесены в таблицу 4.1...»;

– «...тарелки абсорбера, изображенного на рисунке 3.8,...»;

– «...в результате расчетов, проведенных по зависимости (5.3),...»;

– «...ксерокопии описаний изобретений к патентам представлены в приложении Д...».

При указании ссылок на литературные источники, периодические издания, стандарты, нормативные документы, технические условия, другие документы и электронные информационные ресурсы ссылки следует давать на источник в целом. Ссылку выполняют с указанием порядкового номера источника, под которым он внесен в «Список использованных источников» пояснительной записки, заключенного в квадратные скобки. Допускается детализовать ссылки на источники, перечисленные в данном абзаце, указаниями на раздел, подраздел, пункт, приложение, формулу, рисунок. Указания, детализующие ссылку, следует записывать вне скобок.

Примеры выполнения ссылок на источники, перечисленные в предыдущем абзаце:

– «...монография В. М. Рамма [4]...»;

– «...согласно стандарту [7], п. 3.4...»;

- «...составы природного газа для различных магистральных трубопроводов приведены в таблице 4.11 справочника [12]...»;
- «...при расчете по формуле (11) из статьи [10] погрешность...»;
- «...схема сушильной установки [6], рисунок 3.2...».

4.1.4.21. Список использованных источников включает сведения о всех источниках (учебниках, справочниках, монографиях и другой литературе, периодических изданиях, статьях из них, нормативно-технической, руководящей и законодательной документации, электронных информационных ресурсах), записанные в порядке появления ссылок на них в тексте. Источники в данном списке нумеруют по порядку арабскими цифрами. Описание каждого источника в списке следует записывать с абзацного отступа, руководствуясь требованиями ГОСТ 7.1. Описание источника в списке включает его порядковый номер, который не отделяют точкой от текста описания.

Образцы библиографических ссылок приведены в стандарте [1].

4.1.4.22. Иллюстрации (чертежи, графики, схемы, компьютерные распечатки, диаграммы, рисунки) следует располагать в пояснительной записке непосредственно после текста, в котором они упоминаются впервые, а именно после окончания абзаца с упоминанием иллюстрации. Иллюстрацию, для размещения которой недостаточно места на соответствующей странице, необходимо располагать в начале следующей страницы. Допускается размещение иллюстраций на отдельных листах. На все иллюстрации должны быть даны ссылки в тексте. Количество иллюстраций должно быть достаточным для пояснения излагаемого текста.

4.1.4.23. Иллюстрации выполняют с применением компьютерной техники или от руки. Цвет исполнения иллюстраций черный (при выполнении от руки следует использовать черные чернила, пасту, тушь). Допускается выполнение цветных иллюстраций, предпочтительно диаграмм и схем.

Исполнение иллюстраций, представляющих собой чертежи и схемы, должно соответствовать требованиям стандартов ЕСКД, а графиков и диаграмм – рекомендаций Р 50-77-88.

4.1.4.24. Иллюстрации следует нумеровать в пределах каждого раздела и приложения арабскими цифрами. Номер иллюстрации включает в свой состав номер раздела (обозначение приложения) и порядковый номер по разделу (приложению), разделенные точкой, например: Рисунок 2.3; Рисунок А.4.

4.1.4.25. Иллюстрации должны иметь наименования. При необходимости иллюстрации снабжаются пояснительными данными (подрисуночным текстом). Слово «Рисунок» с порядковым номером и наименование иллюстрации помещают после пояснительных данных и записывают следующим образом:

Рисунок 3.2 – Приводная станция барабанной сушилки

Рисунок отделяют от текста интервалом 14 пт.

4.1.4.26. При ссылках на иллюстрации следует писать: «...в соответствии с рисунком 3.2...»; «...на рисунке Б.3 представлен...».

Не допускается отрыв (перенос со страницы на страницу) иллюстрации от подрисуночной надписи и наименования иллюстрации.

4.1.4.27. В обоснованных случаях допускается выполнение рисунков на отдельных листах формата А4 с размещением его наименования и подрисуночной подписи вдоль длинной стороны листа. При этом рисунок должен читаться при повороте листа на 90° по часовой стрелке.

Пример оформления рисунка представлен в приложении Д7.

4.1.4.28. Таблицы применяют для лучшей наглядности и удобства сравнения показателей. Название таблицы должно отражать ее содержание, быть точным и кратким. Название таблицы следует помещать над таблицей. При переносе части таблицы название помещают только над первой частью таблицы. Нижнюю ограничивающую горизонтальную черту при переносе таблицы не проводят.

4.1.4.29. Таблицы в пределах раздела (приложения) нумеруют арабскими цифрами. Номер таблицы включает номер раздела (обозначение приложения) и порядковый номер, которые разделяют точкой. Запись заголовка таблицы начинают со слова «Таблица», первую букву которого размещают над левым углом таблицы, затем пишут ее номер, а далее через тире строчными буквами, кроме первой прописной, название таблицы.

Пример:

Таблица 5.2 – Характеристики насадок, загружаемых внавал в колонные аппараты

4.1.4.30. Таблицу следует располагать в записке непосредственно после текста, в котором она упоминается. При этом недопустимо отрывать заголовок таблицы, а также заголовок ее с головкой при переносе со страницы на страницу.

Таблицу следует отделять от текста интервалом 12 пт. Допускается в обоснованных случаях выполнять таблицы, размещая их за

головок и головку вдоль длинной стороны листа таким образом, чтобы таблица читалась при повороте листа на 90° по часовой стрелке. В указанном случае таблицы (таблицы) следует выполнять на отдельных листах формата А4. Допускается переносить таблицу со страницы на страницу с соблюдением требований, приведенных в предыдущем абзаце настоящего пункта. При переносе части таблицы на другую (другие) страницу слово «Таблица», ее номер и название таблицы (заголовок) записывают один раз над первой частью таблицы. На последующей странице (страницах) над левым углом части (частей) продолжения таблицы пишут слово «Продолжение» и указывают номер таблицы, например: «Продолжение таблицы 3.2».

Если строки и графы таблицы выходят за формат одной страницы, то в первом случае повторяют головку, во втором случае боковик.

Допускается при делении таблицы и переносе со страницы на страницу в первой части ее графы головки (строки боковика) нумеровать арабскими цифрами. В таком случае на последующих страницах головку (боковик) заменяют номерами граф (строк).

Цифровой материал, как правило, оформляют в виде таблиц. Структурная схема таблицы представлена на рис. 4.1.

4.1.4.31. На все таблицы в записке должны быть приведены ссылки. При ссылке следует писать слово таблица с указанием ее номера, например: «...в таблице 3.2».

4.1.4.32. Заголовки граф и строк таблицы следует писать с прописной буквы, а подзаголовки граф:

- со строчной буквы, если они составляют одно предложение с заголовком;

- с прописной буквы, если они имеют самостоятельное значение.

В конце заголовков таблиц, заголовков и подзаголовков их граф и строк точки не ставят. Заголовки и подзаголовки граф указывают в единственном числе. Для сокращения текста заголовков и подзаголовков граф отдельные понятия заменяют буквенными обозначениями, если они пояснены в тексте или приведены на иллюстрациях, предшествующих таблице. Показатели с одним и тем же буквенным индексом группируют последовательно в порядке возрастания индексов.

Для размерных величин их размерности, как правило, приводят в заголовках граф (строк) и записывают в конце заголовка. Размерности

4. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

при этом отделяют от остального текста заголовка запятой. Исключение: запись единиц плоского угла приводят в каждой строке у соответствующих числовых значений по примеру: $7^{\circ}20'30''$.

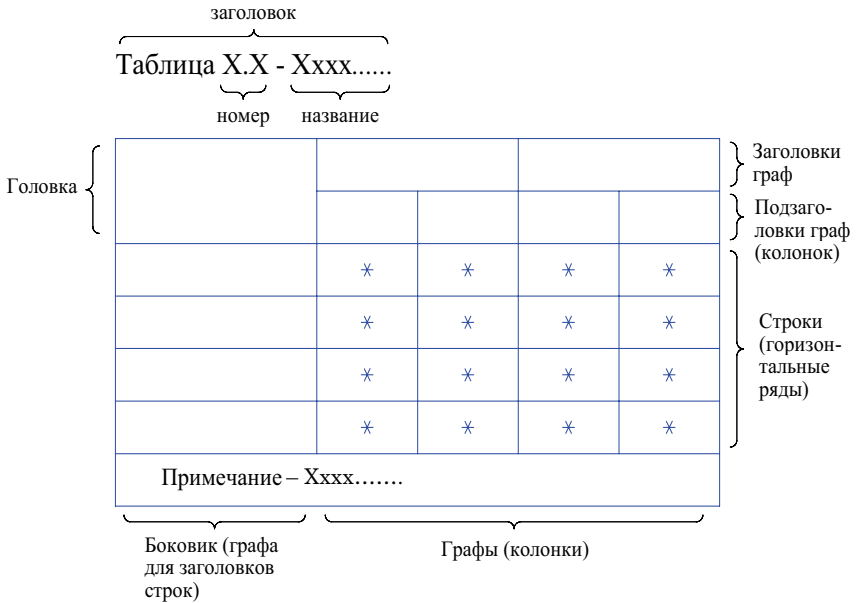


Рис. 4.1. Структурная схема таблицы

Примечание. В графах (строках), обозначенных «*», запись слов (словосочетаний) начинают с прописной буквы

Размерности, общие для всех числовых значений показателей таблицы, следует указывать над ее правым углом ниже заголовка, например: «В миллиметрах».

При представлении числовых значений показателя в различных строках таблицы с различными размерностями размерности величины указывают после каждого числового его значения в соответствующей строке.

4.1.4.33. Таблицы слева, справа и снизу ограничивают линиями.

Разделять заголовки и подзаголовки боковика и граф диагональными линиями не допускается.

Головка таблицы и ее боковик должны быть отделены горизонтальной и вертикальной линиями от остальных частей таблицы. Горизонтальные линии, разграничивающие строки таблицы, допускаются не проводить, если их отсутствие не затрудняет чтение таблицы.

Заголовки граф, как правило, записывают параллельно строкам таблицы. При необходимости допускается перпендикулярное расположение заголовков граф таблицы.

4.1.4.34. Графу «Номер по порядку» в таблицу включать не допускается. Нумерация граф таблицы арабскими цифрами допускается при ее переносе со страницы на страницу, а также при необходимости ссылок на конкретные графы в тексте записки. При необходимости нумерации показателей, параметров или других данных порядковые номера указывают в первой графе (боковике) перед наименованиями этих показателей и т. п. без разделяющей точки.

4.1.4.35. Если повторяющийся в разных строках графы таблицы текст состоит из одного слова, то этот текст после первого написания допускается заменять кавычками; если из двух и более слов, то при первом повторении – словами «То же», а далее – кавычками. Ставить кавычки вместо повторяющихся чисел, марок, знаков, математических и химических символов не допускается. Если цифровые или иные данные в какой-либо строке не приводят, то в соответствующем месте ставят прочерк.

4.1.4.36. Числовые значения, приведенные в графах таблиц, должны проставляться таким образом, чтобы разряды чисел, относящихся к одному показателю, по всей графе были расположены один под другим. В одной графе, как правило, должно быть соблюдено одинаковое число десятичных знаков для всех значений величин. Числовые значения допусков величин, одинаковые для всех строк графы, следует указывать в ее заголовке по примеру: Диаметр $D \pm 0,2$, мм.

4.1.4.37. При наличии в записке небольшого по объему систематизированного цифрового материала его не следует оформлять в виде таблицы, а необходимо давать текстом, располагая цифровые данные в виде колонок:

Пример.

Основные параметры ректификационной колонны:

диаметр.....1200 мм;

высота.....14 800 мм;

межтарельчатое расстояние.....400 мм;
число ситчатых тарелок.....20 штук.

Примечание. Специфические требования и указания по оформлению таблиц, не приведенные в настоящем стандарте, представлены в ГОСТ 2.105.

4.2. ОФОРМЛЕНИЕ ГРАФИЧЕСКОЙ ЧАСТИ

Чертежи общего вида основного аппарата и технологической схемы установки выполняют на листах бумаги формата А1 (594×841 мм). На них вычерчивают рамку и основную надпись (форма 1) по ГОСТ 2.104-68, которую размещают вдоль большей стороны листа. При необходимости для чертежей общего вида допускается размещение основной надписи вдоль короткой стороны листа. Образцы выполнения основных надписей для чертежей общего вида и технологической схемы приведены в приложении Д8 и Д9.

Чертеж общего вида – документ, определяющий конструкцию изделия, взаимодействие его основных составных частей и поясняющий принцип работы изделия [3–6].

Чертеж общего вида должен содержать: 1) изображения изделия (виды, разрезы, сечения), текст и надписи, необходимые для понимания устройства изделия, взаимодействия его составных частей и принципа работы; 2) технические характеристики изделия; 3) размеры и другие наносимые на изображения данные; 4) наименования и обозначения составных частей, запись которых необходима для пояснения изображений, описания принципа действия изделия и т. д.; 5) технические требования к изделию. Схема построения чертежа общего вида абсорбера (ректификационной колонны) показана на рис. 4.2.

Изображения на чертеже рекомендуется выполнять с максимальными упрощениями, предусмотренными стандартами ЕСКД, если это обеспечивает понимание конструкции и принципа действия изделия.

Технические требования к изделию содержат данные об условиях изготовления, методах испытания, величине пробного давления, условиях монтажа и эксплуатации и т. д. Их записывают в виде пунктов сверху вниз под заголовком «Технические требования».

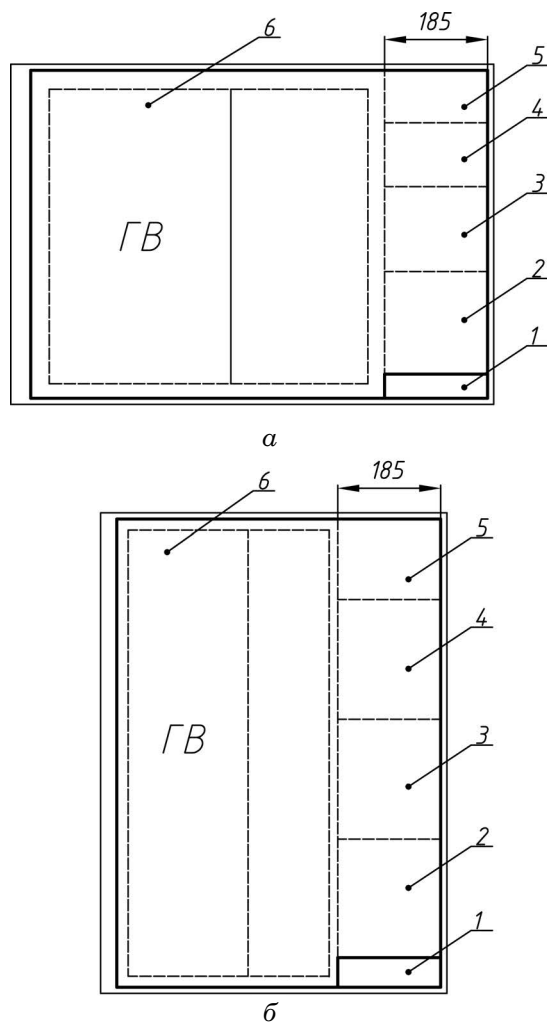


Рис. 4.2. Схема построения чертежа общего вида:
 а – при горизонтальном расположении длинной стороны листа;
 б – при горизонтальном расположении короткой стороны листа.
 1 – основная надпись форма 1; 2 – технические требования;
 3 – техническая характеристика; 4 – экспликация;
 5 – таблица штуцеров; 6 – поле, в котором размещены изображения;
 ГВ – главный вид

Выше технических требований помещают техническую характеристику изделия. Она включает наименование изделия и его назначение, наименования рабочих сред и их характеристику (состав, давление, температуры, коррозионность, взрыво- и пожароопасность, токсичность), величину рабочего давления, значение максимальной рабочей температуры, другие важные показатели (например, номинальную емкость, поверхность теплопередачи, мощность привода), массу пустого аппарата. Техническую характеристику, как и технические требования, записывают в виде пунктов под заголовком «Техническая характеристика».

Выше технической характеристики помещают перечень составных изделий (экспликацию). В него под заголовком «Составные части изделия» в виде пунктов заносят позиционные цифровые обозначения составных частей и их наименования. Позиционные обозначения при этом отделяют от наименований через тире. Пример записи фрагмента экспликации:

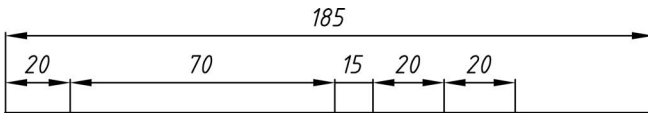
Составные части изделия

- 1 – корпус
- 2 – опора цилиндрическая
- 3 – тарелка ситчатая
- 4 – колонка уровнемера
- 5 – отбойник сетчатый

Таблицу штуцеров аппарата располагают справа от изображения над экспликацией. В таблицу штуцеров вносят обозначение штуцеров, их назначение, количество, условный диаметр (D_y), условное давление (P_y) и примечания. В примечаниях при необходимости приводят характеристику уплотнительной поверхности штуцера, записывают ГОСТ (ОСТ) на штуцер, его фланцы. Пример выполнения таблицы штуцеров представлен на рис. 4.3. В таблице допускается резервировать (оставлять незаполненными) несколько строк. Таблицу заполняют сверху вниз в алфавитном порядке обозначений штуцеров. В таблицу также вносят обозначения люков и люков-лазов.

Штуцера на изображениях обозначают прописными буквами русского алфавита на полках линий-выносок, проведенных к осевой линии штуцера. Штуцера являются элементами конструкции изделия (аппарата). Поэтому буквенные обозначения их следует начинать с буквы, следующей за той, которой на данном чертеже обозна-

чен последний из выносных элементов (местных видов). Штуцера (люки), имеющие одинаковое назначение и технические параметры (условный проход и условное давление), обозначают одной и той же буквой с нижними цифровыми индексами. Цифровые индексы записывают арабскими цифрами. Например, аппарат имеет четыре штуцера с условным проходом 20 мм, рассчитанных на условное давление 2,5 МПа. Все они предназначены для установки термопар (контроля температуры). Их можно обозначить М₁, М₂, М₃, М₄.



Обозн.	Назначение	Кол	D _y , мм	P _y , МПа	Примечание
К	Вход газа	1	400	2,5	Шип-паз
Л	Выход газа	1	400	2,5	То же
М ₁	Вход жидкости	1	150	2,5	То же
Н ₁	Выход жидкости	1	150	2,5	То же
П _г -П _з	Для манометра	3	25	3,2	Выступ-впадина
Р _г -Р _з	Для термопары	4	М20х1		
С	Дренаж	1	100	2,5	Выступ-впадина

Рис. 4.3. Пример выполнения таблицы штуцеров

На главном виде изделие (колонну) показывают в рабочем положении. Главный вид размещают на чертеже слева сверху, он должен занимать 35–40% площади листа.

На чертеже общего вида наносят линии-выноски от каждой сборочной единицы или детали, включаемой в перечень составных частей изделия (экспликацию), и на их полках вне контура изображения проставляют соответствующие номера позиций. На чертеже обязательно указывают габаритные, присоединительные (например, вылет штуцера), установочные (например, расстояния между отверстиями под фундаментные болты) и другие размеры, необходимые для пояснения конструкции, принципа действия, монтажа изделия и т. д.

Виды, разрезы, сечения, выносные элементы (местные виды, поверхности, элементы формы) и элементы конструкции обозначают прописными буквами русского алфавита. Обозначения проводят

в алфавитном порядке. Приоритет отдается последовательно видам, разрезам, сечениям, местным видам, поверхностям, элементам формы и элементам конструкции. При этом запрещено использовать для обозначений буквы З, И, Й, О, Х, Ъ, Ь, Штуцерам, как элементам конструкции, буквенные обозначения присваиваются в последнюю очередь. Например, на чертеже обозначены виды А и Б, разрез В–В, сечения Г–Г и Д–Д, местные виды Ж, К, Л, М, штуцера Н, П₁, П₂, Р, С, Т, У.

Размер шрифта обозначений номеров-позиций, видов, разрезов, сечений, поверхностей, элементов конструкции, выносных элементов должен быть на один-два номера больше шрифта размерных чисел. Для записи размерных чисел следует использовать чертежный шрифт высотой 3,5 или 5 мм, для записи номеров позиций, обозначений видов, разрезов, сечений, выносных элементов и элементов конструкции – шрифт высотой 7 или 10 мм соответственно.

Полки линий-выносок для обозначений номеров позиций, выносных элементов и элементов конструкции следует размещать за пределами поля размерных линий изображения.

При выполнении чертежей общего вида используют государственные и отраслевые стандарты, нормали на химическое оборудование. При разработке нестандартного оборудования необходимо придерживаться общих принципов конструирования.

В процессе курсового проектирования студент разрабатывает чертеж технологической схемы установки. По виду эта схема является комбинированной, т. к. включает в свой состав элементы гидравлической, пневматической, кинематической схем; по типу она является принципиальной [7].

Схему выполняют без масштаба и учета пространственного расположения ее составных частей, используя условные графические обозначения, регламентируемые ЕСКД, а при отсутствии их – графические обозначения в виде внешних очертаний обозначаемых элементов. Все нестандартизованные обозначения поясняют в текстовой части чертежа под заголовком «Условные обозначения». Линии связи элементов схемы должны иметь наименьшее возможное количество пересечений и изломов, расстояние между соседними параллельными линиями – не менее 3 мм.

На схеме изображают все аппараты и устройства, необходимые для осуществления и контроля в установке заданных процессов, и

все линии связи между ними. Условные обозначения элементов схем и линий связи приведены в ГОСТ 2.721-74, 2.770-68, 2.780-68–2.782-68, 2.784-70–2.795-80, а также в источнике [1].

Каждый элемент схемы должен иметь позиционное обозначение. Позиционные обозначения элементов схемы, представляющих собой основное и вспомогательное оборудование, записывают заглавной буквой (буквами) русского алфавита. При необходимости позиционное обозначение дополняется арабской цифрой (цифрами), указывающей порядковый номер элемента в группе однотипных элементов. Например: АТ2 – аппарат теплообменный с порядковым номером «2» в группе теплообменных аппаратов различного назначения.

Буквенную часть позиционных обозначений трубопроводной арматуры (запорной, регулирующей, предохранительной и т. п.) записывают одной или несколькими буквами русского алфавита. При записи несколькими буквами первая из них должна быть заглавной, вторая и последующие – строчными. Для указанных однотипных элементов схемы порядковые номера в их позиционных обозначениях записывают арабскими цифрами. Примеры позиционных обозначений арматуры: Клр8 – клапан регулирующий с порядковым номером «8»; Вз3 – вентиль запорный с порядковым номером «3».

Элементы схемы нумеруют начиная с единицы, в пределах группы однотипных элементов. Номера элементам схемы присваивают при чтении схемы сверху вниз и слева направо. Позиционные обозначения элементов помещают возле их условных графических обозначений справа вверху. Стандартизованные буквенные позиционные обозначения элементов схемы приведены в источнике [8]. Пример выполнения фрагмента схемы показан на рис. 4.4.

Над основной надписью (форма 1) на чертеже технологической схемы помещают таблицу перечня элементов схемы, которую заполняют сверху вниз. Пример выполнения головки таблицы перечня элементов схемы представлен на рис. 4.5. Одноименные элементы с одинаковыми параметрами записывают в графы таблицы по типу: при наличии двух таких элементов – К7, К8, при наличии более двух – К7...К10. Наименование элементов, имеющих одинаковую первую часть позиционного обозначения (заголовка), рекомендуется записывать в таблицу подзаголовком, который вносят в графу «Наименование», и подчеркивать.

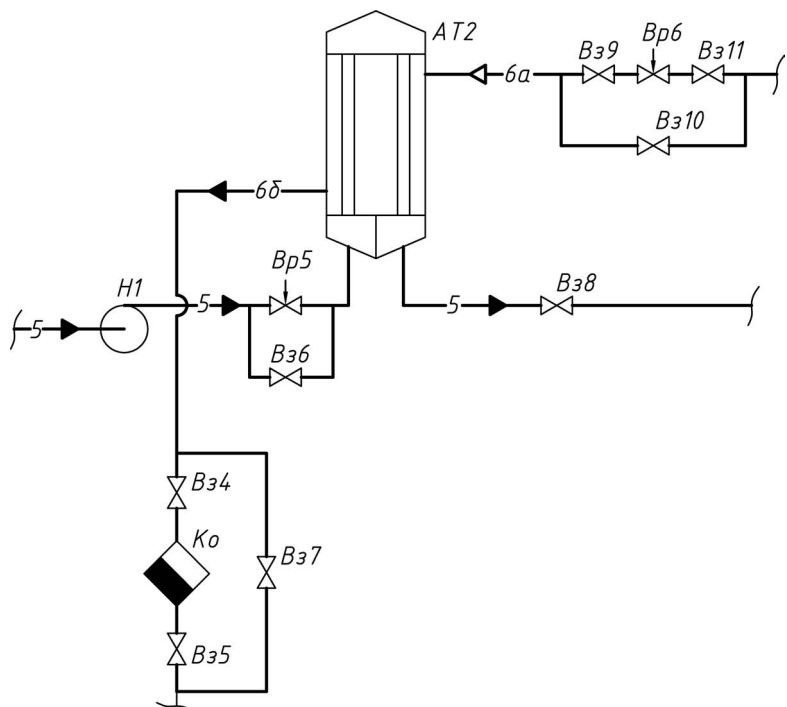


Рис. 4.4. Фрагмент технологической схемы (пример)

20		110		10	
15					
Поз. обознач.		Наименование		Кол.	Примечание
8 min		185			

Рис. 4.5. Головка таблицы перечня элементов схемы

Потоки на схеме обозначают линиями связи с нанесенными на них стрелками, показывающими направление движения и обозначают номерами. Номера проставляют арабскими цифрами в разры-

вах линий связи. Обозначения потоков расшифровывают в текстовой части под заголовком «Условные обозначения» или в таблице условных обозначений потоков. Допускается над линиями связи, указывающими потоки, записывать параметры этих потоков (давление, температуру, расход). Адреса потоков (место ввода потоков в установку, вывода из нее) на схеме указывают над линией связи словами или в виде условных обозначений по стандарту [8]. Текст, необходимый для описания (расшифровки) обозначений потоков, размещают над таблицей перечня элементов схемы.

Графические условные обозначения элементов схемы и линии связи (условные обозначения потоков) на чертеже технологической схемы вычерчивают сплошными основными линиями толщиной не менее 0,5 мм. При этом линии связи, обозначающие потоки, должны быть примерно в полтора раза толще линий, которыми вычерчены обозначения элементов схемы.

Для обозначения потоков рекомендуется использовать чертежный шрифт высотой 5 мм, обозначения трубопроводной арматуры – высотой 7 мм, обозначения основного и вспомогательного оборудования – высотой 10 мм.

При выполнении текстовой части чертежа общего вида (технические требования, техническая характеристика, экспликация, таблица штуцеров) и чертежа технологической схемы (таблица перечня элементов схемы, обозначения потоков) запрещается выходить за пределы колонки шириной 185 мм и прилегающей к правой границе рамки чертежа. Также запрещено размещать в пробелы между рубриками текстовой части чертежа графические изображения. Текстовую часть чертежа общего вида, за исключением заголовков ее рубрик, выполняют с применением размера шрифта размерных чисел. При выполнении чертежа технологической схемы в текстовой части используют размер шрифта, соответствующий его размеру в цифровых обозначениях потоков.

ЛИТЕРАТУРА К РАЗДЕЛУ 4

1. Проекты (работы) дипломные. Требования и порядок подготовки, представления к защите и защиты: СТП 001–2010. – Введ. 03.03.2010. – Минск: БГТУ, 2010. – 239 с.

4. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА _____

2. Проекты (работы) курсовые. Требования и порядок подготовки, представления к защите и защита: СТП 002–2007. – Введ. 02.05.2007. – Минск: БГТУ, 2007. – 40 с.

3. Стадии разработки: ГОСТ 2.103–68 ЕСКД. – Введ. 01.01.1971. – Минск, 1968. – 6 с.

4. Техническое предложение: ГОСТ 2.118–73. ЕСКД. – Введ. 01.01.1974. – Минск, 1973. – 7 с.

5. Эскизный проект: ГОСТ 2.119–73. ЕСКД. – Введ. 01.01.1974. – Минск, 1973. – 8 с.

6. Технический проект: ГОСТ 2.120–73. ЕСКД. – Введ. 01.01.1974. – Минск, 1973. – 7 с.

7. Схемы. Виды и типы. Общие требования к выполнению: ГОСТ 2.701–84. ЕСКД. – Введ. 01.07.1985. – Минск, 1984. – 12 с.

8. Правила выполнения гидравлических и пневматических схем: ГОСТ 2.704–76. ЕСКД. – Введ. 01.01.1978. – Минск, 1976. – 17 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ А
СПРАВОЧНЫЕ МАТЕРИАЛЫ
ОБЩЕГО НАЗНАЧЕНИЯ.
СВОЙСТВА ВЕЩЕСТВ
И МАТЕРИАЛОВ

Таблица 1

Греческий алфавит

Буквы		Название буквы
печатные	рукописные	
Α α	Α α	альфа
Β β	Β β	бета
Γ γ	Γ γ	гамма
Δ δ	Δ δ	дельта
Ε ε	Ε ε	эпсилон
Ζ ζ	Ζ ζ	дзета
Η η	Η η	эта
Θ θ	Θ θ	тэта
Ι ι	Ι ι	йота
Κ κ	Κ κ	каппа
Λ λ	Λ λ	ламбда
Μ μ	Μ μ	мю
Ν ν	Ν ν	ню
Ξ ξ	Ξ ξ	кси
Ο ο	Ο ο	омикрон
Π π	Π π	пи
Ρ ρ	Ρ ρ	ро
Σ σ	Σ σ ς	сигма
Τ τ	Τ τ	тау
Υ υ	Υ υ	ипсилон
Φ φ	Φ φ	фи
Χ χ	Χ χ	хи
Ψ ψ	Ψ ψ	пси
Ω ω	Ω ω	омега

Таблица 2

Латинский алфавит

Буквы		Название буквы
печатные	рукописные	
A a	<i>A a</i>	а
B b	<i>B b</i>	бе
C c	<i>C c</i>	це

Окончание табл. 2

Буквы		Название буквы
печатные	рукописные	
D d	<i>D d</i>	де
E e	<i>E e</i>	е
F f	<i>F f</i>	эф
G g	<i>G g</i>	ге, же
H h	<i>H h</i>	ха, аш
I i	<i>I i</i>	и
J j	<i>J j</i>	йот, жи
K k	<i>K k</i>	ка
L l	<i>L l</i>	эль
M m	<i>M m</i>	эм
N n	<i>N n</i>	эн
O o	<i>O o</i>	о
P p	<i>P p</i>	пе
Q q	<i>Q q</i>	к
R r	<i>R r</i>	эр
S s	<i>S s</i>	эс
T t	<i>T t</i>	те
U u	<i>U u</i>	у
V v	<i>V v</i>	ве
W w	<i>W w</i>	дубль-ве
X x	<i>X x</i>	икс
Y y	<i>Y y</i>	игрек
Z z	<i>Z z</i>	зет (зета)

Таблица 3

Условные обозначения величин, применяемых в приложении

Условное обозначение	Наименование параметра	Размерность в СИ
c	Удельная теплоемкость	Дж/(кг · К)
c_p	Удельная изобарная теплоемкость	Дж/(кг · К)
D_r	Коэффициент молекулярной диффузии в газовой фазе	м ² /с
$D_{ж}$	Коэффициент молекулярной диффузии в жидкой фазе	м ² /с

Окончание табл. 3

Условное обозначение	Наименование параметра	Размерность в СИ
i	Удельная энтальпия пара	Дж/кг
i'	Удельная энтальпия конденсата пара	Дж/кг
M	Молярная масса	кг/кмоль
P	Давление	Па
P_0	Нормальное барометрическое давление (давление при нормальных условиях) 101 325	Па
Pr	Критерий Прандтля	—
r	Удельная теплота фазового перехода	Дж/кг
t	Температура по шкале Цельсия	°C
T	Температура по шкале Кельвина	К
T_0	Температура при нормальных условиях 273,15	К
β_t	Коэффициент объемного температурного расширения	К ⁻¹
λ	Коэффициент теплопроводности	Вт/(м · К)
μ	Коэффициент динамической вязкости	Па · с
ν	Коэффициент кинематической вязкости	м ² /с
ρ	Плотность	кг/м ³
σ	Поверхностное натяжение	Н/м

Таблица 4

Приставки и множители для образования десятичных кратных и дольных единиц

Наименование	Приставка		Множитель
	русское	международное	
экса	Э	E	10 ¹⁸
пета	П	P	10 ¹⁵
тера	Т	T	10 ¹²
гига	Г	G	10 ⁹
мега	М	M	10 ⁶
кило	к	k	10 ³
гекто	г	h	10 ²
дека	да	da	10
деци	д	d	10 ⁻¹
санتي	с	c	10 ⁻²

Окончание табл. 4

Приставка			Множитель
Наименование	Обозначение		
	русское	международное	
милли	м	m	10 ⁻³
микро	мк	μ	10 ⁻⁶
нано	н	n	10 ⁻⁹
пико	п	p	10 ⁻¹²
фемто	ф	f	10 ⁻¹⁵
атто	а	a	10 ⁻¹⁸

Таблица 5

Соотношения между единицами измерения

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Длина	м	$1 \text{ мкм} = 10^{-6} \text{ м}$ $1 \text{ ft} = 0,3048 \text{ м}$ $1 \text{ in} = 25,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$
Масса	кг	$1 \text{ т} = 1000 \text{ кг}$ $1 \text{ lb} = 0,454 \text{ кг}$
Температура	К	$t \text{ }^{\circ}\text{C} = (t + 273,15) \text{ К}$ $t \text{ }^{\circ}\text{F} = [5/9(t - 32) + 273,15] \text{ К}$
Вес (сила тяжести)	Н	$1 \text{ кгс} = 9,81 \text{ Н}$ $1 \text{ дин} = 10^{-5} \text{ Н}$
Вязкости коэффициент динамический	Па·с	$1 \text{ П} = 1 \text{ дин} \cdot \text{с}/\text{см}^2 = 0,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$
Вязкости коэффициент кинематический	м ² /с	$1 \text{ Ст} = 1 \text{ см}^2/\text{с} = 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$ $1 \text{ сСт} = 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$
Давление	Па	$1 \text{ бар} = 10^5 \text{ Па}$ $1 \text{ кгс}/\text{см}^2 = 1 \text{ ат} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.}$ $1 \text{ кгс}/\text{м}^2 = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм вод. ст.} = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт. ст.} = 133,3 \text{ Па}$
Мощность	Вт	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м}/\text{с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал}/\text{ч} = 1,163 \text{ Вт}$

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Натяжение поверхностное	Н/м	$1 \text{ кгс/м} = 9,81 \text{ Дж/м}^2$ $1 \text{ дин/см} = 10^{-3} \text{ Дж/м}^2 = 10^{-3} \text{ Н/м}$
Объем	м^3	$1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3 = 1 \text{ дм}^3$
Плотность	кг/м^3	$1 \text{ кг/дм}^3 = 1 \text{ г/см}^3 = 10^3 \text{ кг/м}^3$
Плотность теплового потока	Вт/м^2	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) = 1,163 \text{ Вт/м}^2$
Площадь	м^2	$1 \text{ см}^2 = 10^{-4} \text{ м}^2$ $1 \text{ ft}^2 = 0,0929 \text{ м}^2$
Работа, энергия, количество теплоты	Дж	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} = 9,81 \text{ Дж}$ $1 \text{ кВт} \cdot \text{ч} = 3,6 \cdot 10^6 \text{ Дж}$ $1 \text{ ккал} = 4,1868 \cdot 10^3 \text{ Дж}$
Теплоемкость удельная массовая	$\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$	$1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}) = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$
Теплоотдачи коэффициент, теплопередачи коэффициент	$\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
Теплопроводности коэффициент	$\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$	$1 \text{ ккал}/(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$
Удельная теплота фазового перехода	Дж/кг	$1 \text{ ккал/кг} = 1 \text{ кал/г} = 4,19 \text{ кДж/кг}$
Энтальпия удельная	Дж/кг	$1 \text{ ккал/кг} = 1 \text{ кал/г} = 4,19 \text{ кДж/кг}$

Таблица 6

Атомные массы некоторых элементов

Наименование	Символ	Атомная масса	Наименование	Символ	Атомная масса
Азот	N	14,007	Иод	I	126,905
Алюминий	Al	26,982	Кадмий	Cd	112,41
Аргон	Ar	39,948	Калий	K	39,098
Барий	Ba	137,33	Кальций	Ca	40,08
Бериллий	Be	9,012	Кислород	O	15,999
Бром	Br	79,904	Кобальт	Co	58,933
Водород	H	1,008	Кремний	Si	28,086
Гелий	He	4,003	Литий	Li	6,941
Железо	Fe	55,847	Магний	Mg	24,305
Золото	Au	196,967	Марганец	Mn	54,938

Окончание табл. 6

Наименование	Символ	Атомная масса	Наименование	Символ	Атомная масса
Медь	Cu	63,546	Сера	S	32,06
Мышььяк	As	74,922	Сурьма	Sb	121,75
Натрий	Na	22,990	Углерод	C	12,011
Никель	Ni	58,70	Фосфор	P	30,974
Олово	Sn	118,69	Фтор	F	18,998
Ртуть	Hg	200,59	Хлор	Cl	35,453
Свинец	Pb	207,2	Хром	Cr	51,996
Серебро	Ag	107,868	Цинк	Zn	65,38

Таблица 7

**Плотность индивидуальных жидкостей и водных растворов
при различных температурах, кг/м³**

Жидкость	Температура, °C							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Анилин	—	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	—	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	—	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Двуокись серы (жид- кость)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлорэтан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Раствор хлористого кальция 25%-ный	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
Метиловый спирт (100%-ный)	828	810	792	774	756	736	714	690
Муравьиная кислота	—	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	1157	1148	1139	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	—	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум 20%-ный	—	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Пропиловый спирт	—	819	804	788	770	752	733	711

Жидкость	Температура, °С							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Серная кислота:								
98%-ная	–	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
92%-ная	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
75%-ная	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
60%-ная	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота								
30%-ная	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота	–	1072	1048	1027	1004	981	958	922
Фенол	–	–	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт:								
100%-ный	823	806	789	772	754	735	716	693
80%-ный	–	857	843	828	813	797	783	768
60%-ный	–	904	891	878	864	849	835	820
40%-ный	–	947	935	923	910	897	885	872
20%-ный	–	977	969	957	946	934	922	910
Этиловый эфир	758	736	714	689	666	640	611	576

Таблица 8

Свойства сухого воздуха при давлении
 $P = 101\,325\text{ Па} = 760\text{ мм рт. ст.}$

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho,$ кг/м ³	$c_p,$ кДж/(кг·К)	$\lambda \cdot 10^2,$ Вт/(м·К)	$\alpha \cdot 10^6,$ м ² /с	$\mu \cdot 10^6,$ Па·с	$\nu \cdot 10^6,$ м ² /с
–10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43
0	1,293	1,006	2,44	18,8	17,3	13,28
10	1,247	1,006	2,51	20,0	17,6	14,16
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16,00
40	1,128	1,006	2,76	24,3	19,1	16,96
50	1,093	1,006	2,83	25,7	19,6	17,95

Окончание табл. 8

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho,$ кг/м^3	$c_p,$ $\text{кДж/(кг}\cdot\text{К)}$	$\lambda \cdot 10^2,$ $\text{Вт/(м}\cdot\text{К)}$	$\alpha \cdot 10^6,$ $\text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^6,$ $\text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6,$ $\text{м}^2/\text{с}$
60	1,060	1,006	2,90	26,2	20,1	18,97
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09
90	0,972	1,009	3,13	31,9	21,5	22,10
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	25,45
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85
250	0,674	1,038	4,27	61,0	27,4	40,61
300	0,615	1,047	4,60	71,6	29,7	48,33
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,0	63,09
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,40
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,80

Таблица 9
Свойства некоторых газов и паров при нормальных условиях ($T_0 = 273 \text{ К}$, $P_0 = 101\,325 \text{ Па}$)

Газ (пар)	Химическая формула	M , кг/кмоль	ρ_0 , кг/м ³	$\mu_0 \cdot 10^6$, Па · с	Константа Сатерленда	$\lambda_0 \cdot 10^2$, Вт/(м · К)	c_p , кДж/(кг · К) (при t , °С)
Азот	N ₂	28,0	1,251	16,5	104	2,43	1,051 (0–200)
Аммиак	NH ₃	17,0	0,771	9,3	503	2,15	2,244 (27–200)
Анилин	C ₆ H ₇ N	93,1	4,150	5,26	319,5	–	–
Аргон	Ar	40,0	1,783	21,0	142	1,63	0,523 (15)
Ацетилен	C ₂ H ₂	26,0	1,171	9,4	198,2	1,84	1,67 (18)
Ацетон	C ₃ H ₆ O	58,1	2,590	6,6	541,5	0,99	1,566 (27–179)
Бензол	C ₆ H ₆	78,1	3,480	7,0	380	0,88	1,256 (35–115)
Бром	Br ₂	159,8	7,139	14,6	533	–	0,230 (18–388)
Бромистый водород	HBr	80,9	3,610	16,5	433	–	0,343 (11–110)
<i>n</i> -Бутан	C ₄ H ₁₀	58,1	2,599	8,1	377	1,35	1,92 (20)
Бутильовый спирт	C ₄ H ₁₀ O	74,1	3,244	6,82	357	1,3	1,934 (27–189)
Вода	H ₂ O	18,0	0,768	8,8	467	1,6	1,965 (0–200)
Водород	H ₂	2,0	0,090	8,5	73	17,4	14,23 (0–200)
Воздух	–	29,0	1,293	17,3	84	2,42	1,006 (15)
Гексан	C ₆ H ₁₄	86,2	3,840	6,10	295	1,24	1,66 (25)
Гептан	C ₇ H ₁₆	100,2	4,459	5,65	297	1,78 (100°C)	1,66 (25)
Двуокись азота	NO ₂	46,0	2,050	12,2	305	4,0	0,805 (20)
Двуокись серы	SO ₂	64,1	2,927	11,6	306	0,82	0,645 (16–202)
Двуокись углерода	CO ₂	44,0	1,977	13,7	254	1,37	1,026 (0–600)
Дихлорметан	CH ₂ Cl ₂	82,9	3,690	9,10	425	–	0,618 (25)
1,1-Дихлорэтан	C ₂ H ₄ Cl ₂	99,0	4,400	9,92	337	–	0,772 (25)

Продолжение табл. 9

Газ (пар)	Химическая формула	M , кг/кмоль	ρ_0 , кг/м ³	$\mu_0 \cdot 10^6$, Па · с	Константа Сатерленда	$\lambda_0 \cdot 10^2$, Вт/(м · К)	c_p , кДж/(кг · К) (при t , °С)
1,2-Дихлорэтан	$C_2H_4Cl_2$	99,0	4,400	8,4	346	—	0,88 (111–121)
Закись азота	N_2O	30,3	1,980	13,5	228	1,47	1,29 (25)
Изопропиловый спирт	C_3H_8O	60,1	2,672	7,0	460	—	—
Кислород	O_2	32,0	1,429	19,2	125	2,47	0,92 (20–440)
Метан	CH_4	16,0	0,717	10,4	162	2,94	2,483 (18–208)
Метиловый спирт	CH_4O	32,0	1,426	8,7	486,9	1,41	0,762 (40–110)
Метилэтилкетон	C_4H_8O	72,1	3,220	6,23	338	—	—
Нитробензол	$C_6H_5O_2N$	133,1	5,950	5,81	321	—	—
Нитрометан	CH_3O_2N	61,0	2,720	6,67	670	—	0,94 (25)
Нонан	C_9H_{20}	128,3	5,700	9,67	334	—	1,65 (25)
Окись азота	NO	30,0	1,340	17,5	95,2	2,32	0,975 (15)
Октан	C_8H_{18}	114,2	5,030	5,69	312	—	1,65 (25)
Окись углерода	CO	28,0	1,250	16,6	101,1	2,15	1,017 (26–198)
<i>n</i> -Пентан	C_5H_{12}	72,2	3,457	6,2	383	1,28	1,72 (20)
Пропан	C_3H_8	44,1	2,019	7,5	278	1,51	1,86 (20)
Пропилен	C_3H_6	42,1	1,915	7,8	362	—	1,63 (20)
Пропиловый спирт	C_3H_8O	60,1	2,710	7,0	374	—	1,92 (100–223)
Сероводород	H_2S	34,1	1,539	11,6	331	1,28	1,026 (20–206)
Сероуглерод	CS_2	76,1	3,390	8,9	499,5	0,68	0,670 (80–190)
Толуол	C_7H_8	92,1	4,10	6,5	322	—	1,128 (25)
Уксусная кислота	$C_2H_4O_2$	60,1	2,67	7,2	443	—	6,28 (118–140)
Хлор	Cl_2	70,9	3,220	12,3	351	0,77	0,519 (13–202)

Газ (пар)	Химическая формула	M , кг/кмоль	ρ_0 , кг/м ³	$\mu_0 \cdot 10^6$, Па · с	Константа Сатерленда	$\lambda_0 \cdot 10^2$, Вт/(м · К)	c_p , кДж/(кг · К) (при t , °С)
Хлорбензол	C_6H_5Cl	109,6	4,895	—	—	—	0,885 (25)
Хлористый водород	HCl	36,5	1,639	13,3	360	—	0,783 (22–214)
Хлористый метил	CH_3Cl	50,5	2,304	9,89	454	0,93	0,74 (20)
Хлористый этил	C_2H_5Cl	64,5	2,870	8,9	329	0,95	1,15 (100–170)
Хлороформ	$CHCl_3$	119,4	5,283	9,5	462	0,64	0,603 (27–118)
Циклогексан	C_6H_{12}	84,2	3,74	6,7	188	1,64 (102°C)	1,265 (25)
Четыреххлористый уг- лерод	CCl_4	153,8	6,85	9,0	335	0,71 (46°C)	0,553 (30)
Этан	C_2H_6	30,1	1,357	8,6	252	1,81	1,72 (15)
Этилацетат	$C_4H_8O_2$	88,1	3,930	7,0	285	1,64 (100°C)	1,553 (80–189)
Этилен	C_2H_4	28,1	1,264	9,4	225	1,64	1,691 (10–102)
Этиловый спирт	C_2H_6O	46,1	2,043	8,5	407,3	1,5	1,21 (40–110)
Этиловый эфир	$C_4H_{10}O$	74,1	2,11	6,8	404	1,30	1,934 (27–189)

Динамическая вязкость жидкостей и водных растворов при различных температурах, мПа · с

Таблица 10

Жидкость	Температура, °С										
	–20	–10	0	10	20	30	40	50	60	80	100 120
Аммиак жидкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	—	—
Анилин	—	—	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8 0,59
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17 0,15
Бензол	—	—	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261 0,219

Продолжение табл. 10

Жидкость	Температура, °С											
	-20	-10	0	10	20	30	40	50	60	80	100	120
Бутиловый спирт	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38
Вода	—	—	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Гексан	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132
Двуокись серы	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	—	—	—	—	—	—
Дихлорэтан	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31
Изопропиловый спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Раствор хлористого кальция 25%-ный	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	—	—	—	—
Метиловый спирт (100%-ный)	1,16	0,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
Муравьиная кислота	—	—	—	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	4,08	2,67	1,99	1,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46	0,38
Нитробензол	—	—	3,09	2,46	2,01	1,69	1,44	1,24	1,09	0,87	0,7	0,58
Октан	0,968	0,829	0,703	0,61	0,54	0,479	0,428	0,386	0,35	0,291	0,245	0,208
Олеум 20%-ный	—	—	95	60	36,6	28,8	20,8	12,8	9	5,3	—	—
Пропиловый спирт	6,880	5,021	3,749	2,855	2,211	1,739	1,387	1,120	0,914	0,628	—	—
Сероуглерод	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Соляная кислота 30%-ная	—	—	—	2,1	1,7	1,48	1,3	—	—	—	—	—
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота	—	—	—	—	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37

Жидкость	Температура, °С											
	-20	-10	0	10	20	30	40	50	60	80	100	120
Фенол	—	—	—	—	11,6	7	4,77	3,43	2,56	1,59	1,05	0,78
Хлорбензол	1,48	1,24	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37	0,32
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Четыреххлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт: 100%-ный	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248
80%-ный	—	—	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,52	0,43
60%-ный	—	—	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34
40%-ный	—	—	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34
20%-ный	—	—	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3
Этиловый эфир	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1

Таблица 11
Динамическая вязкость газов и паров при различных температурах, мПа · с

Газ (пар)	Температура, °C									
	0	100	200	300	400	500	600	700	800	
Азот	0,0166	0,0208	0,0246	0,0280	0,0311	0,0339	0,0366	0,0390	0,0413	
Аммиак	0,0091	0,0128	0,0165	0,0199	0,0234	0,0264	0,0293	0,0321	0,0348	
Ацетилен	0,0096	0,0127	0,0154	0,0178	0,0202	0,0223	0,0243	0,0261	0,0278	
Ацетон	0,0069	0,0094	0,0121	0,0147	0,0174	0,0200	0,0228	—	—	
Бензол	0,0070	0,0092	0,0121	0,0146	0,0172	0,0198	0,0223	—	—	
Водород	0,0084	0,0103	0,0121	0,0139	0,0154	0,0169	0,0183	0,0197	0,0210	

Газ (пар)	Температура, °C									
	0	100	200	300	400	500	600	700	800	
Водяной пар	0,0085	0,0123	0,0161	0,0198	0,0232	0,0266	0,0299	0,0331	0,0361	
Воздух	0,0171	0,0218	0,0259	0,0294	0,0328	0,0357	0,0384	0,0411	0,0437	
Двуокись серы	0,0121	0,0161	0,0200	0,0238	0,0275	0,0313	0,035	0,0386	0,0421	
Двуокись углерода	0,0138	0,0184	0,0226	0,0264	0,0299	0,0332	0,0362	0,0381	0,0418	
Кислород	0,0192	0,0244	0,0290	0,0331	0,0369	0,0403	0,0435	0,0465	0,0493	
Метан	0,0104	0,0133	0,0161	0,0185	0,0208	0,0227	0,0246	0,0265	0,0282	
Метиловый спирт	0,0088	0,0123	0,0157	0,0191	0,0226	0,0261	0,0296	—	—	
Окись азота	0,0180	0,0229	0,0268	0,0306	0,0340	0,0370	0,0400	0,0428	0,0453	
Окись углерода	0,0166	0,0209	0,0246	0,0278	0,0309	0,0338	0,0363	0,0387	0,0410	
Сероводород	0,0117	0,0161	0,0201	0,0241	0,0273	0,0304	0,0335	0,0365	0,0393	
Толуол	0,0066	0,0089	0,0110	0,0132	0,0154	0,0175	0,0196	—	—	
Хлор	0,0122	0,0168	0,0210	0,0254	0,0287	0,0322	0,0356	0,0387	0,0416	
Хлористый водород	0,0132	0,0182	0,0229	0,0277	0,0313	0,0353	0,0388	0,0423	0,0456	
Четыреххлористый углерод	0,0092	0,0123	0,0153	0,0182	0,0212	0,0240	0,0269	—	—	
Этилен	0,0096	0,0127	0,0156	0,0182	0,0206	0,0228	0,0249	0,0268	0,0287	
Этиловый спирт	0,0079	0,0108	0,0137	0,0167	0,0197	0,0226	0,0257	—	—	
Этиловый эфир	0,0069	0,0093	0,0117	0,0140	0,0165	0,0188	0,0212	—	—	

Таблица 12

**Поверхностное натяжение жидкостей и водных растворов
при различных температурах, мН/м**

Жидкость	Температура, °С							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Аммиак жидкий	38	27	21,2	16,8	12,8	—	—	—
Анилин	—	—	42,9	40,6	38,3	36	33,7	31,4
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	—	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Бутиловый спирт	28	26,2	24,6	22,9	21,2	19,5	17,8	16
Вода	—	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Гексан	22,6	20,5	18,4	16,3	14,2	12,1	10	7,9
Двуокись серы	31	26,8	22,7	18,8	14,8	—	—	—
Дихлорэтан	37,8	35	32,2	29,5	26,7	24	21,3	18,6
Изопропиловый спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Раствор хлористого кальция 25%-ный	89,4	86,6	83,8	80,6	77,2	73,6	69,9	65,9
Метиловый спирт (100%-ный)	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Муравьиная кислота	—	39,8	37,6	35,5	33,3	31,2	29	26,8
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	82,6	79,8	76,6	73,2	69,6	65,9	61,9
Нитробензол	—	46,4	43,9	41,4	39	36,7	34,4	32,2
Октан	25,8	23,8	21,8	19,8	17,9	15,9	13,9	11,9
Пропиловый спирт	27,0	25,3	23,7	22,0	20,2	18,5	—	—
Серная кислота:								
98%-ная	—	55,9	55,1	54,3	53,7	53,1	52,5	51,9
92%-ная	63	61,9	60,9	60,9	60,3	59,7	59,1	58,5
75%-ная	74,1	73,6	73,1	72,6	72,1	71,6	71,1	70,6
60%-ная	77,3	76,7	76,1	75,4	74,5	73,6	72,7	71,8
Сероуглерод	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Соляная кислота 30%-ная	—	72,6	69,8	66,6	63,2	59,6	55,9	51,9
Толуол	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Уксусная кислота	—	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
Фенол	—	43,1	40,9	38,8	36,6	34,4	32,2	30
Хлорбензол	38,4	36	33,6	31,1	28,8	26,5	24,1	21,8
Хлороформ	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,3

Окончание табл. 12

Жидкость	Температура, °С							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Четыреххлористый углерод	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Этилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Этиловый спирт:								
100%-ный	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4
80%-ный	—	26	25	23	21	20	18	16
60%-ный	—	28	27	25	23	22	20	18
40%-ный	—	32	30	28	26	24	22	19
20%-ный	—	40	38	36	33	31	29	27
Этиловый эфир	22	19,5	17	14,6	12,4	10,2	8	6,1

Таблица 13

**Удельная теплоемкость жидкостей и водных растворов
при различных температурах, Дж/(кг·К)**

Жидкость	Температура, °С						
	0	20	40	60	80	100	120
Аммиак жидкий	4609	4735	4860	5112	5447	5740	6201
Анилин	1999	2041	2087	2129	2175	2217	2263
Ацетон	2116	2179	2242	2305	2372	2434	2497
Бензол	1634	1730	1827	1927	2024	2120	2179
Бутиловый спирт	2108	2325	2543	2765	2983	3205	3423
Вода	4232	4186	4182	4190	4190	4232	4274
Гексан	2246	2246	2246	2246	2246	2246	2246
Двуокись серы	1328	1370	1433	1521	1630	1760	1915
Дихлорэтан	1060	1148	1240	1328	1420	1513	1601
Изопропиловый спирт	2363	2661	2958	3256	3549	3842	4136
Раствор хлористого кальция 25%-ный	2891	2941	2975	3059	3101	3143	3184
Метиловый спирт (100%-ный)	2468	2568	2669	2765	2866	2967	3067
Муравьиная кислота	1965	2053	2141	2225	2313	2401	2485
Раствор хлористого натрия 20%-ный	3943	3934	3922	3901	3897	3855	3855
Нитробензол	1399	1454	1466	1567	1622	1676	1735
Октан	2204	2204	2204	2204	2204	2204	2204

Жидкость	Температура, °C						
	0	20	40	60	80	100	120
Олеум 20%-ный	1366	1425	1483	1542	1601	1659	1718
Пропиловый спирт	2183	2345	2544	2777	3028	3232	—
Серная кислота:							
98%-ная	1404	1458	1513	1571	1626	1684	1735
92%-ная	1534	1580	1630	1676	1726	1781	1827
75%-ная	1873	1940	2007	2074	2137	2208	2275
60%-ная	2200	2284	2367	2451	2535	2619	2703
Сероуглерод	984,7	997,2	1014	1027	1039	1056	1068
Соляная кислота							
30%-ная	2305	2472	2640	2807	3017	3184	3352
Толуол	1613	1705	1798	1890	1982	2070	2120
Уксусная кислота	1886	1994	2103	2208	2317	2426	2535
Фенол	—	2346	2346	2346	2346	2346	2346
Хлорбензол	1257	1320	1383	1446	1508	1575	1638
Хлороформ	993,0	1022	1052	1081	1110	1140	1169
Четыреххлористый углерод	838,0	863,1	892,5	921,8	946,9	976,3	1006
Этилацетат	1848	1919	1990	2066	2137	2208	2279
Этиловый спирт:							
100%-ный	2292	2485	2715	2967	3222	3515	3809
80%-ный	2682	2849	3017	3226	3436	3645	3897
60%-ный	3059	3143	3310	3478	3603	3771	3981
40%-ный	3436	3520	3645	3687	3813	3939	4022
20%-ный	3813	3855	3897	3939	3981	4064	4106
Этиловый эфир	2212	2267	2409	2652	2891	3130	3365

Таблица 14

Удельная теплоемкость газов и паров c_p при различных температурах, Дж/(кг · К)

Газ (пар)	Температура, °C						
	0	100	200	300	400	500	600
Азот	1039	1043	1052	1068	1094	1115	1140
Аммиак	2057	2208	2392	2577	2740	2937	3101
Ацетилен	1634	1881	2074	2212	2317	2422	2506
Ацетон	1257	1538	1789	2024	2237	2430	2589
Бензол	942,8	1337	1676	1957	2183	2372	2527
Водород	14204	14456	14497	14539	14581	14665	14791

Окончание табл. 14

Газ (пар)	Температура, °С						
	0	100	200	300	400	500	600
Водяной пар	1860	1894	1965	2003	2066	2133	2204
Воздух	1006	1010	1027	1048	1068	1094	1115
Двуокись серы	607,6	662,0	712,3	754,2	783,5	808,7	825,4
Двуокись углерода	817,1	913,4	993,0	1056	1110	1156	1194
Кислород	917,6	934,4	963,7	997,2	1027	1048	1068
Метан	2166	2451	2807	3176	3532	3859	4156
Метиловый спирт	1429	1726	1999	2246	2476	2694	2904
Окись азота	951,1	980,5	1010	1035	1056	1081	1098
Окись углерода	1039	1048	1060	1081	1106	1131	1156
Сероводород	997,2	1035	1081	1127	1182	1232	1278
Толуол	1031	1412	1751	2049	2296	2506	2673
Хлор	942,8	946,9	1014	1031	1039	1048	1056
Хлористый водород	800,3	800,3	804,5	808,7	821,2	833,8	850,6
Четыреххлористый углерод	519,6	586,6	620,1	641,1	653,6	666,2	674,6
Этилен	1408	1739	2066	2397	2724	3055	3386
Этиловый спирт	1341	1689	2011	2321	2615	2895	3168
Этиловый эфир	1441	1844	2225	2589	2946	3277	3612

Таблица 15

**Плотность, теплопроводность и предельные температуры
применения основных теплоизоляционных материалов**

Материал	Плотность ρ , кг/м ³		Коэффициент теплопроводности λ , ккал/(м · ч · °С)	Предельная температура применения материала, °С
	в порошке	в мастичной конструкции		
Асбест пушеный	800	—	0,112+0,00016t	700
Асбозонолит	350	500–550	0,123+0,00016t	700
Асбозурит	450	700	0,1395+0,000145t	200–300
Асбослюда	400–500	580–650	0,103+0,000127t	600
Асботермит	400–430	550–570	0,094+0,000125t	500–550
Диатомит молотый	400–500	—	0,078+0,00024t	800
Зонолит (вермикулит)	150–250	—	0,062+0,000225t	900–1100

Окончание табл. 15

Материал	Плотность ρ , кг/м ³		Коэффициент теплопроводности λ , ккал/(м · ч · °С)	Предельная температура применения материала, °С
	в порошке	в мастичной конструкции		
Минеральная вата	180–250	–	0,040–0,050 t	500
Новоасбозурит	400–450	580–650	0,124+0,00012 t	250
Ньювель	180–200	405–465	0,075–0,000055 t	325–370
Совелит	230–250	440–520	0,0775+0,000075 t	400–450
Торфяная крошка	200–350	–	0,05–0,07	100
Ферригипс (паста феррон)	–	400–550	0,06–0,07	650
Шлаковая вата	170–200	–	0,05+0,000125 t	750

Примечание. t – температура, °С.

Таблица 16

Коэффициент теплопроводности конструкционных материалов, применяемых в химическом машиностроении при различных температурах, Вт/(м · К)

Наименование материала	Температура, °С					
	0	100	200	300	400	500
Стали углеродистые:						
ВСт3сп	–	55	54	50	45	39
Сталь 10	–	58	54	49	45	40
Сталь 20	–	51	49	44	43	39
Сталь 40	–	51	48	46	42	38
Стали легированные:						
Сталь 15Х	44	44	43	41	39	36
Сталь 20Х	42	42	41	40	38	36
12ХН2	38	38	37	35	33	31
Стали коррозионностойкие (нержавеющие):						
08Х13	27	28	28	28	28	27
08Х18Н10	17	–	–	–	–	–
08Х18Н10Т, 12Х18Н10Т	–	16	18	19	–	–
12Х18Н9	–	16	18	19	20	22
08Х22Н6Т	–	15	16	18	20	21
10Х17Н13М2Т	14,7	15,1	–	15,9	–	16,4

Окончание табл. 16

Наименование материала	Температура, °С					
	0	100	200	300	400	500
Цветные металлы, сплавы:						
Алюминий	237	240	236	236	225	218
Дюралюминий: 94–96% Al, 3–5% Cu, 0,5% Mg	159	181	194	—	—	—
Медь	401	393	386	379	—	366
Латунь ЛМш 68-0,05	105	108	110	113	116	119
Латунь ЛО 62-1	102	116	132	148	164	181
Латунь ЛАНш 59-3-2	81	93	106	119	132	140
Монель-металл: 29% Cu, 67% Ni, 2% Fe	22,1	24,4	27,6	30,2	33,7	—
Нихром: 90% Ni, 10% Cr	17,1	19,0	20,9	22,8	24,7	—
Нихром: 80% Ni, 20% Cr	12,2	13,8	15,6	17,2	19,0	—
Чугун (1% Ni)	50	49	—	46,5	—	37

Таблица 17

**Коэффициент теплопроводности жидкостей и водных растворов
при различных температурах, Вт/(м·К)**

Жидкость	Температура, °C							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Аммиак жидкий	0,585	0,539	0,494	0,449	0,404	0,358	0,313	0,268
Анилин	–	0,186	0,182	0,179	0,174	0,171	0,167	0,164
Ацетон	0,179	0,174	0,169	0,165	0,16	0,155	0,151	0,146
Бензол	–	0,151	0,146	0,14	0,136	0,130	0,125	0,121
Бутиловый спирт	0,159	0,155	0,153	0,150	0,146	0,143	0,139	0,137
Вода	–	0,550	0,597	0,632	0,658	0,673	0,681	0,684
Гексан	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137
Двуокись серы	0,224	0,211	0,198	0,186	0,174	0,161	0,148	0,136
Дихлорэтан	0,145	0,139	0,135	0,130	0,124	0,119	0,114	0,109
Изопропиловый спирт	0,156	0,153	0,151	0,147	0,144	0,140	0,137	0,133
Раствор хлористого кальция 25%-ный	0,472	0,505	0,538	0,571	0,603	0,636	0,673	0,696
Метиловый спирт (100%-ный)	0,216	0,213	0,211	0,208	0,205	0,202	0,200	0,197
Муравьиная кислота	–	0,260	0,256	0,253	0,248	0,245	0,240	0,235

Жидкость	Температура, °C							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	0,543	0,577	0,603	0,626	0,644	0,655	0,661
Нитробензол	—	0,153	0,151	0,147	0,145	0,142	0,139	0,116
Октан	0,154	0,153	0,152	0,150	0,147	0,146	0,145	0,144
Олеум 20%-ный	—	0,29	0,302	0,313	0,325	0,336	—	—
Пропиловый спирт	0,163	0,159	0,155	0,150	0,146	0,141	—	—
Серная кислота:								
98%-ная	—	0,306	0,329	0,341	0,355	0,376	0,387	0,399
92%-ная	0,297	0,320	0,343	0,355	0,376	0,390	0,401	0,413
75%-ная	0,348	0,365	0,383	0,400	0,423	0,447	0,470	0,493
60%-ная	0,383	0,406	0,429	0,441	0,464	0,499	0,522	0,545
Сероуглерод	0,174	0,169	0,165	0,161	0,154	0,150	0,145	0,140
Соляная кислота								
30%-ная	—	0,387	0,420	0,452	0,486	0,522	0,557	0,580
Толуол	0,145	0,140	0,136	0,131	0,128	0,123	0,118	0,114
Уксусная кислота	—	0,176	0,173	0,168	0,164	0,160	0,155	0,151
Фенол	—	—	0,203	0,205	0,209	0,211	0,213	0,216
Хлорбензол	0,137	0,132	0,129	0,125	0,121	0,116	0,113	0,109
Хлороформ	0,151	0,142	0,132	0,122	0,113	0,102	0,092	0,082
Четыреххлористый углерод	0,131	0,124	0,117	0,110	0,103	0,096	0,089	0,082
Этилацетат	0,174	0,157	0,137	0,117	0,097	—	—	—
Этиловый спирт:								
100%-ный	0,172	0,171	0,168	0,167	0,165	0,164	0,161	0,159
80%-ный	—	0,189	0,222	0,254	0,287	0,319	0,348	0,383
60%-ный	—	0,249	0,282	0,313	0,346	0,378	0,406	0,441
40%-ный	—	0,348	0,382	0,414	0,447	0,479	0,510	0,545
20%-ный	—	0,445	0,478	0,510	0,542	0,574	0,603	0,638
Этиловый эфир	0,139	0,138	0,137	0,136	0,135	0,133	0,132	0,131

Таблица 18

**Коэффициент теплопроводности газов и паров
при различных температурах, Вт/(м · К)**

Газ (пар)	Температура, °C							
	0	100	200	300	400	500	600	700
Азот	0,0242	0,0314	0,0384	0,0448	0,0506	0,0557	0,0602	0,0640
Аммиак	0,0213	0,0296	0,0371	0,0444	0,0515	0,0582	0,0643	0,0703

Окончание табл. 18

Газ (пар)	Температура, °С							
	0	100	200	300	400	500	600	700
Ацетилен	0,0173	0,0229	0,0276	0,0325	0,0362	0,0398	0,0435	0,0467
Ацетон	0,0097	0,0173	0,0268	0,0385	0,0520	0,0673	0,0844	—
Бензол	0,0090	0,0173	0,0281	0,0415	0,0574	0,0762	0,0960	—
Бутан	0,0133	0,0235	0,0365	0,0519	0,0698	0,0902	0,1130	—
Водород	0,1740	0,2158	0,2575	0,2993	0,3410	0,3828	0,4246	0,4663
Водяной пар	0,0161	0,0239	0,0329	0,0433	0,0549	0,0677	0,0820	0,0977
Воздух	0,0244	0,0320	0,0392	0,0459	0,0520	0,0573	0,0621	0,0664
Гексан	0,0112	0,0202	0,0320	0,0459	0,0625	0,0812	0,1030	—
Двуокись серы	0,0084	0,0123	0,0166	0,0211	0,0258	0,0306	0,0357	0,0409
Двуокись углерода	0,0146	0,0227	0,0309	0,0390	0,0471	0,0548	0,0619	0,0687
Кислород	0,0246	0,0328	0,0406	0,0479	0,0549	0,0614	0,0673	0,0726
Метан	0,0302	0,0412	0,0517	0,0622	0,0720	0,0817	0,0911	0,1002
Метилловый спирт	0,0128	0,0218	0,0328	0,0457	0,0603	0,0766	0,0943	—
Окись азота	0,0206	0,0274	0,0331	0,0380	0,0433	0,0478	0,0522	0,0559
Окись углерода	0,0232	0,0300	0,0364	0,0425	0,0484	0,0539	0,0595	0,0648
Пентан	0,0123	0,0220	0,0341	0,0486	0,0655	0,0847	0,1060	—
Пропан	0,0152	0,0263	0,0401	0,0562	0,0748	0,0956	0,1190	—
Толуол	0,0129	—	—	—	—	—	—	—
Сероводород	0,0119	0,0165	0,0205	0,0246	0,0280	0,0311	0,0343	0,0374
Хлор	0,0072	0,0099	0,0124	0,0150	0,0169	0,0190	0,0210	0,0229
Хлороформ	0,00636	0,0100	0,0142	0,0188	0,0237	0,0291	—	—
Четыреххлористый углерод	0,0060	0,0087	0,0116	0,0146	0,0177	0,0211	0,0245	—
Этан	0,0190	0,0319	0,0474	0,0654	0,0855	0,1080	0,1330	—
Этилен	0,0164	0,0295	0,0441	0,0593	0,0755	0,0921	0,1081	0,1230
Этиловый спирт	0,0129	0,0230	0,0350	0,0499	0,0666	0,0856	0,1072	—
Этиловый эфир	0,0130	0,0227	0,0351	0,0499	0,0672	0,0862	0,1079	—

Таблица 19

Коэффициент объемного температурного расширения жидкостей и водных растворов в зависимости от температуры $\beta_t \cdot 10^3, \text{K}^{-1}$

Жидкость	Температура, °С							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Аммиак жидкий	1,84	2,15	2,42	2,8	3,2	4,3	6,2	14,5
Анилин	—	0,83	0,84	0,86	0,88	0,91	0,95	1,01

Жидкость	Температура, °C							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Ацетон	1,31	1,35	1,43	1,52	1,62	1,88	2,0	2,12
Бензол	—	1,18	1,22	1,26	1,3	1,37	1,43	1,57
Бутиловый спирт	0,83	0,85	0,88	0,91	0,94	0,98	1,03	1,09
Вода	—	0,06	0,21	0,39	0,53	0,63	0,75	0,86
Гексан	1,16	1,22	1,37	1,48	1,57	1,7	1,85	1,97
Диоксид серы	1,64	1,75	1,92	2,23	2,61	3,15	3,9	4,4
Дихлорэтан	1,07	1,11	1,16	1,21	1,26	1,31	1,37	1,44
Диэтиловый эфир	1,45	1,51	1,63	1,76	1,85	2,16	2,6	3,1
Изопропиловый спирт	0,98	1,01	1,05	1,08	1,12	1,16	1,2	1,27
Раствор хлористого кальция 25%-ный	0,35	0,35	0,39	0,43	0,46	0,49	0,51	0,55
Метиловый спирт	1,09	1,14	1,19	1,27	1,3	1,42	1,61	1,81
Муравьиная кислота	—	0,98	0,99	1,01	1,04	1,08	1,13	1,16
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	0,36	0,41	0,46	0,5	0,54	0,58	0,62
Нитробензол	—	0,81	0,82	0,84	0,86	0,88	0,89	0,91
Октан	1,09	1,11	1,14	1,17	1,22	1,27	1,34	1,42
Пропиловый спирт	0,94	0,96	0,99	1,05	1,13	1,26	1,40	—
Серная кислота:								
98%-ная	—	0,56	0,48	0,53	0,53	0,52	0,51	0,5
92%-ная	0,58	0,58	0,58	0,57	0,56	0,56	0,55	0,55
75%-ная	0,58	0,61	0,58	0,56	0,55	0,55	0,55	0,54
60%-ная	0,58	0,58	0,56	0,55	0,55	0,54	0,53	0,53
Сероуглерод	1,13	1,14	1,19	1,28	1,41	1,6	1,84	2,05
Соляная кислота 30%-ная	—	0,52	0,52	0,51	0,5	0,52	0,56	0,6
Толуол	1,0	1,04	1,07	1,11	1,17	1,24	1,33	1,44
Уксусная кислота	—	1,05	1,07	1,11	1,14	1,18	1,23	1,3
Фенол	—	0,75	0,79	0,82	0,86	0,9	0,95	0,99
Хлорбензол	0,92	0,94	0,97	1,0	1,03	1,07	1,11	1,16
Хлороформ	1,18	1,22	1,27	1,34	1,43	1,53	1,65	1,8
Четыреххлористый углерод	1,14	1,18	1,22	1,26	1,32	1,37	1,5	1,62
Этилацетат	1,2	1,26	1,35	1,46	1,52	1,6	1,76	1,94
Этиловый спирт	1,03	1,05	1,08	1,13	1,22	1,33	1,44	1,87

Таблица 20

Свойства воды на линии насыщения

$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{кПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$i, \text{кДж/кг}$	$c_p, \text{кДж/(кг} \cdot \text{K)}$	$r, \text{кДж/кг}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{Вт/(м} \cdot \text{K)}$	$\mu \cdot 10^4, \text{Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\alpha \cdot 10^9, \text{м}^2/\text{с}$	Pr	$\sigma, \text{мН/м}$
0,01	0,611	999,5	0,10	4,216	2 500	564	17,93	1,7939	134	13,41	75,6
5,00	0,872	1 000,1	20,96	4,196	2 489	570	15,18	1,5182	136	11,18	74,9
10,00	1,227	1 000,0	41,90	4,189	2 477	578	13,06	1,3055	138	9,47	74,2
15,00	1,704	999,5	62,86	4,185	2 465	587	11,37	1,1379	140	8,11	73,5
20,00	2,337	998,5	83,82	4,183	2 453	596	10,02	1,0032	143	7,03	72,7
25,00	3,166	997,2	104,77	4,181	2 442	606	8,906	0,8931	145	6,15	72,0
30,00	4,242	995,7	125,71	4,181	2 430	615	7,981	0,8016	148	5,42	71,2
35,00	5,622	993,9	146,64	4,181	2 418	624	7,202	0,7246	150	4,82	70,4
40,00	7,375	992,0	167,56	4,181	2 406	632	6,540	0,6592	152	4,32	69,6
45,00	9,582	989,9	188,46	4,182	2 394	640	5,970	0,6031	155	3,90	68,8
45,83	10,000	989,6	191,95	4,182	2 392	641	5,833	0,5945	155	3,84	68,6
50,00	12,33	987,8	209,36	4,183	2 382	646	5,477	0,5545	156	3,54	67,9
55,00	15,75	985,4	230,25	4,184	2 370	652	5,047	0,5122	158	3,24	67,1
60,00	19,92	982,9	251,15	4,186	2 358	657	4,670	0,4751	160	2,98	66,2
60,09	20,00	982,9	251,53	4,186	2 358	657	4,663	0,4744	160	2,97	66,2
65,00	25,01	980,4	272,06	4,189	2 346	661	4,337	0,4424	161	2,75	65,4
69,13	30,00	978,1	289,32	4,191	2 335	664	4,091	0,4183	162	2,58	64,4
70,00	31,16	977,7	292,98	4,192	2 333	665	4,042	0,4135	162	2,55	64,5
75,00	38,55	974,8	313,91	4,195	2 321	668	3,780	0,3878	163	2,37	63,6
75,89	40,00	974,3	317,63	4,196	2 319	668	3,736	0,3835	163	2,35	63,4
80,00	47,36	971,8	334,87	4,199	2 308	670	3,545	0,3648	164	2,22	62,7
81,35	50,00	970,9	340,52	4,200	2 305	671	3,486	0,3591	164	2,18	62,4
85,00	57,80	968,6	355,86	4,203	2 296	672	3,335	0,3443	165	2,09	61,8
85,96	60,00	968,0	359,87	4,204	2 293	673	2,397	0,3406	165	2,06	61,6
89,96	70,00	965,4	376,71	4,207	2 283	674	3,147	0,3260	166	1,96	60,8

Продолжение табл. 20

$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{ кПа}$	$\rho, \text{ кг/м}^3$	$i, \text{ кДж/кг}$	$c_p, \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$	$r, \text{ кДж/кг}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$	$\mu \cdot 10^4, \text{ Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$	$\alpha \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	Pr	$\sigma, \text{ мН/м}$
90,00	70,11	965,4	376,87	4,207	2 283	674	3,145	0,3258	166	1,96	60,8
93,51	80,00	962,4	391,66	4,211	2 274	675	3,023	0,3140	166	1,89	60,2
95,00	84,53	961,9	397,92	4,212	2 270	675	2,974	0,3092	167	1,86	59,9
96,72	90,00	960,8	405,15	4,214	2 266	676	2,919	0,3039	167	1,82	59,5
99,63	100,00	958,7	417,45	4,218	2 258	677	2,830	0,2952	167	1,76	59,0
100,00	101,3	958,4	419,00	4,218	2 257	677	2,819	0,2941	167	1,76	58,9
105,00	120,8	954,7	440,12	4,224	2 244	678	2,678	0,2805	168	1,67	57,9
110,00	143,3	950,9	461,28	4,231	2 230	679	2,549	0,2680	169	1,59	57,0
115,00	169,1	947,0	482,49	4,238	2 216	679	2,430	0,2566	169	1,52	56,0
120,00	198,5	942,9	503,73	4,246	2 202	680	2,322	0,2462	170	1,45	55,0
120,23	200,0	942,2	504,73	4,247	2 202	680	2,317	0,2458	170	1,45	54,9
125,00	232,1	938,8	525,03	4,255	2 188	681	2,222	0,2367	170	1,39	54,0
130,00	270,1	934,5	546,37	4,264	2 174	681	2,129	0,2278	171	1,33	52,9
133,54	300,0	931,5	561,53	4,271	2 163	682	2,068	0,2220	171	1,30	52,2
135,00	313,1	930,2	567,77	4,274	2 159	682	2,044	0,2197	171	1,28	51,9
140,00	361,4	925,8	589,22	4,285	2 144	682	1,964	0,2122	172	1,23	50,9
143,63	400,0	922,5	604,81	4,293	2 133	682	1,910	0,2071	172	1,20	50,1
145,00	415,5	921,2	610,73	4,296	2 129	682	1,890	0,2052	172	1,19	49,8
150,00	476,0	916,6	632,30	4,309	2 113	682	1,821	0,1987	173	1,15	48,7
151,85	500,0	914,9	640,28	4,314	2 108	682	1,797	0,1964	173	1,14	48,4
155,00	543,3	911,8	653,93	4,322	2 098	682	1,757	0,1927	173	1,11	47,7
158,84	600,0	908,2	670,59	4,333	2 085	681	1,711	0,1883	173	1,09	46,8
160,00	618,0	907,0	675,63	4,336	2 081	681	1,697	0,1871	173	1,08	46,6
164,96	700,0	902,2	697,22	4,351	2 065	680	1,641	0,1819	173	1,05	45,5
165,00	700,8	902,1	697,41	4,351	2 065	680	1,641	0,1819	173	1,05	45,5
170,00	792,0	897,1	719,26	4,368	2 048	679	1,588	0,1770	173	1,02	44,4

Продолжение табл. 20

$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{кПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$i, \text{кДж/кг}$	$c_p, \text{кДж/(кг} \cdot \text{К)}$	$r, \text{кДж/кг}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{Вт/(м} \cdot \text{К)}$	$\mu \cdot 10^4, \text{Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\alpha \cdot 10^9, \text{м}^2/\text{с}$	Pr	$\sigma, \text{мН/м}$
170,42	800,0	896,7	721,09	4,369	2 047	679	1,584	0,1766	173	1,02	44,3
175,36	900,0	891,7	742,78	4,387	2 030	678	1,535	0,1722	173	0,99	43,2
179,88	1 000,0	886,9	762,73	4,404	2 014	676	1,494	0,1684	173	0,97	42,2
180,00	1 003,0	886,8	763,24	4,404	2013	676	1,493	0,1683	173	0,97	42,2
185,00	1 123,0	881,5	785,37	4,424	1 995	674	1,449	0,1644	173	0,95	41,1
190,00	1 255,0	876,1	807,61	4,445	1 977	671	1,408	0,1608	172	0,93	40,0
195,00	1 399,0	870,5	829,97	4,468	1 958	669	1,370	0,1574	172	0,92	38,8
198,29	1 500,0	866,8	844,72	4,484	1 945	667	1,346	0,1553	171	0,91	38,1
200,00	1 555	864,8	852,44	4,483	1 938	665	1,334	0,1534	171	0,90	37,7
205,00	1 725	858,9	875,05	4,519	1 919	662	1,300	0,1513	171	0,89	36,5
210,00	1 908	853,0	897,80	4,547	1 898	658	1,268	0,1486	170	0,88	35,4
212,37	2 000	850,1	908,63	4,562	1 888	656	1,253	0,1474	169	0,87	34,8
215,00	2 106	846,9	920,70	4,578	1 877	654	1,238	0,1461	169	0,87	34,2
220,00	2 320	840,6	943,76	4,610	1 856	650	1,209	0,1438	168	0,86	33,1
223,94	2 500	835,5	962,04	4,638	1 838	646	1,187	0,1421	167	0,85	32,2
225,00	2 550	834,1	966,99	4,645	1 834	645	1,182	0,1416	166	0,85	31,9
230,00	2 798	827,5	990,41	4,683	1 811	640	1,155	0,1396	165	0,85	30,7
233,84	3 000	822,3	1 008,50	4,714	1 793	636	1,136	0,1382	164	0,84	29,8
235,00	3 063	820,7	1 014,01	4,724	1 787	635	1,130	0,1377	164	0,84	29,6
240,00	3 348	813,7	1 037,82	4,768	1 763	630	1,106	0,1360	162	0,84	28,4
242,54	3 500	810,1	1 049,99	4,791	1 751	627	1,094	0,1351	162	0,84	27,8
245,00	3 652	806,6	1 061,85	4,815	1 739	624	1,083	0,1343	161	0,84	27,2
250,00	3 978	799,2	1 086,10	4,867	1 713	619	1,060	0,1327	159	0,83	26,1
250,33	4 000	798,7	1 087,73	4,871	1 711	618	1,059	0,1326	159	0,83	26,0
255,00	4 324	791,6	1 110,60	4,923	1 687	613	1,038	0,1312	157	0,83	24,9
257,41	4 500	787,9	1 122,53	4,952	1 673	610	1,028	0,1305	156	0,83	24,3

Продолжение табл. 20

$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{ кПа}$	$\rho, \text{ кг/м}^3$	$i, \text{ кДж/кг}$	$c_p, \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$	$r, \text{ кДж/кг}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$	$\mu \cdot 10^4, \text{ Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$	$\alpha \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	Pr	$\sigma, \text{ мН/м}$
260,00	4 694	783,8	1 135,37	4,984	1 659	607	1,017	0,1297	155	0,84	23,7
263,92	5 000	777,6	1 154,96	5,036	1 637	602	1,000	0,1286	154	0,84	22,8
265,00	5 087	775,9	1 160,41	5,051	1 631	601	0,996	0,1283	153	0,84	22,5
269,94	5 500	767,7	1 185,46	5,124	1 602	594	0,975	0,1270	151	0,84	21,4
270,00	5 505	767,6	1 185,76	5,125	1 602	594	0,975	0,1270	151	0,84	21,3
275,00	5 949	759,2	1 211,43	5,205	1 572	588	0,954	0,1257	149	0,85	20,2
275,56	6 000	758,2	1 214,32	5,215	1 568	587	0,952	0,1256	148	0,85	20,0
280,00	6 419	750,4	1 237,45	5,294	1 540	581	0,934	0,1245	146	0,85	19,0
280,83	6 500	748,9	1 241,81	5,310	1 535	580	0,931	0,1243	146	0,85	18,8
285,00	6 917	741,4	1 263,86	5,393	1 508	574	0,914	0,1233	143	0,86	17,8
285,80	7 000	739,9	1 268,13	5,410	1 503	572	0,911	0,1231	143	0,86	17,7
290,00	7 445	732,1	1 290,70	5,504	1 474	566	0,894	0,1222	140	0,87	16,7
290,51	7 500	731,1	1 293,44	5,516	1 471	565	0,892	0,1221	140	0,87	16,6
294,98	8 000	722,5	1 317,83	5,627	1 439	558	0,875	0,1211	137	0,88	15,5
295,00	8 003	722,4	1 318,00	5,628	1 439	558	0,875	0,1211	137	0,88	15,5
299,24	8 500	713,9	1 341,56	5,745	1 408	551	0,859	0,1203	134	0,90	14,5
300,00	8 500	712,3	1 345,83	5,768	1 402	550	0,856	0,1201	134	0,90	14,4
303,31	9 000	705,4	1 364,59	5,871	1 377	544	0,843	0,1195	131	0,91	13,6
305,00	9 214	701,8	1 374,23	5,928	1 364	541	0,837	0,1193	130	0,92	13,2
307,22	9 500	697,0	1 387,04	6,006	1 346	537	0,829	0,1189	128	0,93	12,7
310,00	9 870	690,8	1 403,31	6,111	1 323	531	0,818	0,1185	126	0,94	12,1
310,96	10 000	688,6	1 409,00	6,150	1 315	530	0,815	0,1183	125	0,95	11,9
314,57	10 500	680,3	1 430,52	6,305	1 284	522	0,802	0,1178	122	0,97	11,1
315,00	10 560	679,9	1 433,12	6,325	1 280	522	0,800	0,1178	121	0,97	11,0
318,04	11 000	671,9	1 451,67	6,472	1 253	515	0,789	0,1174	118	0,99	10,3
320,00	11 290	667,0	1 463,78	6,576	1 235	511	0,782	0,1172	117	1,01	9,9

Продолжение табл. 20

$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{кПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$i, \text{кДж/кг}$	$c_p, \text{кДж/(кг} \cdot \text{K)}$	$r, \text{кДж/кг}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{Вт/(м} \cdot \text{K)}$	$\mu \cdot 10^4, \text{Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\alpha \cdot 10^9, \text{м}^2/\text{с}$	Pr	$\sigma, \text{мН/м}$
321,40	11 500	663,5	1 472,51	6,654	1 222	508	0,777	0,1171	115	1,02	9,6
324,64	12 000	655,1	1 493,08	6,853	1 191	501	0,765	0,1168	112	1,05	8,9
325,00	12 060	654,1	1 495,41	6,876	1 188	500	0,764	0,1167	111	1,05	8,8
327,77	12 500	646,5	1 513,42	7,070	1 160	494	0,754	0,1165	108	1,08	8,2
330,00	12 860	640,4	1 528,13	7,243	1 137	489	0,745	0,1163	105	1,10	7,7
330,81	13 000	638,1	1 533,57	7,310	1 128	487	0,742	0,1163	104	1,11	7,5
333,76	13 500	629,5	1 553,58	7,577	1 096	480	0,731	0,1161	101	1,15	6,9
335,00	13 710	625,8	1 562,11	7,701	1 082	477	0,726	0,1160	99	1,17	6,7
336,63	14 000	620,9	1 573,47	7,875	1 064	474	0,719	0,1159	97	1,20	6,3
339,41	14 500	612,2	1 593,27	8,212	1 031	467	0,708	0,1157	93	1,24	5,8
340,00	14 610	610,3	1 597,53	8,290	1 024	466	0,706	0,1156	92	1,26	5,6
342,12	15 000	603,6	1 613,01	8,595	998	461	0,697	0,1154	89	1,30	5,2
344,75	15 500	594,5	1 632,72	9,036	965	455	0,685	0,1152	85	1,36	4,7
345,00	15 500	593,6	1 634,61	9,082	962	454	0,684	0,1152	84	1,37	4,6
347,32	16 000	585,1	1 652,42	9,550	931	449	0,673	0,1150	80	1,43	4,2
349,82	16 500	575,6	1 672,13	10,157	895	444	0,660	0,1147	76	1,51	3,7
350,00	16 540	574,8	1 673,59	10,206	893	444	0,659	0,1147	76	1,52	3,7
352,26	17 000	565,6	1 691,60	10,887	859	439	0,647	0,1144	71	1,60	3,3
354,64	17 500	555,2	1 712,10	11,784	821	435	0,634	0,1141	66	1,72	2,8
355,00	17 580	553,5	1 715,32	11,941	815	434	0,631	0,1141	66	1,74	2,8
356,96	18 000	544,2	1 733,21	12,914	780	631	0,619	0,1138	61	1,86	2,4
359,23	18 500	532,5	1 755,11	14,384	737	427	0,604	0,1135	56	2,03	2,0
360,00	18 670	528,2	1 762,93	15,003	721	426	0,599	0,1134	54	2,11	1,9
361,44	19 000	519,8	1 778,06	16,379	691	425	0,589	0,1133	50	2,27	1,6
363,60	19 500	506,0	1 802,42	19,246	641	422	0,573	0,1132	43	2,61	1,3
365,00	19 830	495,9	1 819,53	21,939	605	421	0,562	0,1132	39	2,92	1,1

$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{ кПа}$	$\rho, \text{ кг/м}^3$	$i, \text{ кДж/кг}$	$c_p, \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$	$r, \text{ кДж/кг}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$	$\mu \cdot 10^4, \text{ Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$	$\alpha \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	Pr	$\sigma, \text{ мН/м}$
365,71	20 000	490,5	1 828,76	23,717	585	421	0,556	0,1133	36	3,13	1,0
367,77	20 500	472,6	1 858,01	31,630	522	420	0,538	0,1139	28	4,05	0,7
369,79	21 000	451,1	1 891,97	49,129	448	420	0,520	0,1152	19	6,08	0,4
370,00	21 050	448,5	1 895,99	52,282	439	420	0,518	0,1155	18	6,45	0,4
371,00	21 310	434,9	1 916,78	75,388	393	—	0,508	0,1169	13	9,12	0,3
372,00	21 560	418,3	1 941,72	133,051	337	—	0,498	0,1192	—	—	0,2
373,00	21 820	395,9	1 974,78	396,048	262	—	0,488	0,1233	—	—	0,1
374,00	22 080	352,7	2 038,92	—	112	—	0,478	0,1355	—	—	0,0

Таблица 21

Физические свойства некоторых органических жидкостей

Жидкость	Химическая формула	Молярная масса, кг/кмоль	Плотность (при 20°С), кг/м³	Температура кипения (при $P_0 = 101,3 \text{ кПа}$), °С	Температура плавления, °С
Ацетон	CH_3COCH_3	58,08	810	56	−94,3
Бензол	C_6H_6	78,11	900	80,20	5,5
Дихлорэтан	$\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CH}_2\text{Cl}$	98,97	1250	83,70	—
Изопропилацетат	$\text{CH}_3\text{COOC}_3\text{H}_7$	130,18	870	142,50	—
Метилацетат	$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	74,08	930	57,50	—
Пропилацетат	$\text{CH}_3\text{COOC}_3\text{H}_7$	102,13	890	101,60	—
Сероуглерод	CS_2	76,13	1290	46,30	−112
Спирт бутиловый	$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$	74,12	810	117,70	−90
Спирт изоамиловый	$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH}$	88,15	810	132	−117
Спирт изобутиловый	$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$	74,12	800	108	−108
Спирт изопропиловый	$\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$	60,09	785	82,40	−89
Спирт метиловый	CH_3OH	32,04	800	64,70	−98

Жидкость	Химическая формула	Молярная масса, кг/кмоль	Плотность (при 20°C), кг/м³	Температура кипения (при $P_0 = 101,3$ кПа), °C	Температура плавления, °C
Спирт пропиловый	C_3H_7OH	60,09	800	97,20	-126
Спирт этиловый	C_2H_5OH	46,07	790	78,30	-114,5
Толуол	$C_6H_5CH_3$	92,13	870	110,80	-95
Углерод четыреххлористый	CCl_4	153,84	1630	76,70	-22,8
Хлороформ	$CHCl_3$	119,38	1530	61,20	—
Этилацетат	$CH_3COOC_2H_5$	88,10	900	77,15	-83,6
Эфир диэтиловый	$C_2H_5OC_2H_5$	74,12	710	34,50	-116,3

Таблица 22
Удельная теплота испарения жидкостей при различных температурах, кДж/кг

Жидкость	Температура, °C								
	0	20	40	60	80	100	120	140	
Аммиак	1265	1190	1102	997	872	708	473	—	
Анилин	—	—	—	—	—	—	—	453,8 (при 184°C)	
Ацетон	566	553	536	520	494	473	448	419	
Бензол	448	435,8	423,2	408,5	395,1	379,2	363,3	346,1	
Бутиловый спирт	703,9	687,2	670,4	653,6	632,7	611,7	586,6	561,5	
Вода	2493,1	2453,0	2406,0	2358,0	2308,0	2257,0	2202,0	2144,0	
Диоксид углерода	235,1	155,4	—	—	—	—	—	—	
Двуокись серы	385,1	351,9	318,4	283,2	247,2	209,5	167,2	131,6	
Изопропиловый спирт	775,2	750,0	724,9	699,7	670,4	636,9	603,4	557,3	
Метиловый спирт	1198	1173	1144	1110	1060	1014	951,1	892,5	
Нитробензол	—	—	—	—	—	—	331,9 (при 211°C)	—	
Пропиловый спирт	812,9	791,9	—	745,8	—	683,0	—	595,0	

Жидкость	Температура, °С									
	0	20	40	60	80	100	120	140		
Сероуглерод	374,6	367,0	356,6	344,4	331,4	316,3	300,4	282,4		
Толуол	414,8	407,7	398,5	388,8	379,2	368,7	357,0	344,0		
Уксусная кислота	—	352,4	365,4	375,4	383,8	390,1	390,5	384,6		
Хлор	266,5	253,1	—	222,0	—	176,8	—	71,23		
Хлорбензол	375,8	369,6	362,4	354,5	346,5	338,1	329,8	320,5		
Хлороформ	271,5	263,1	255,6	247,6	239,7	231,3	222,9	214,5		
Четыреххлористый углерод	218,3	213,7	208,2	202,0	193,6	185,6	177,2	168,0		
Этилацетат (диэтиловый эфир)	427,4	411,5	399,3	385,9	371,7	355,7	337,7	317,2		
Этиловый спирт	921,8	913,4	900,9	879,9	850,6	812,9	762,6	712,3		
Этиловый эфир	387,6	366,6	346,5	326,4	303,8	282,4	257,3	228,4		

Таблица 23
Температуры кипения некоторых органических соединений при пониженном и атмосферном давлении, °С

Соединение	Брутто-формула	Давление, мм рт. ст. (кПа)									
		5 (0,667)	10 (1,333)	20 (2,666)	40 (5,333)	60 (7,999)	100 (13,33)	200 (26,66)	400 (53,33)	760 (101,32)	
Четыреххлористый углерод	CCl ₄	−30,0 т	−19,6	−8,2	+4,3	12,3	23,0	38,3	57,8	76,7	
Хлороформ	CHCl ₃	−39,1	−29,7	−19	−7,1	+0,5	10,4	25,9	42,7	61,3	
Муравьиная кислота	CH ₂ O ₂	−5,0 т	+2,1 т	10,3	24,0	32,4	43,8	61,4	80,3	100,6	
Метиловый спирт	CH ₄ O	−25,3	−16,2	−6,0	+5,0	12,1	21,2	34,8	49,9	64,7	
Сероуглерод	CS ₂	−54,3	−44,7	−34,3	−22,5	−15,3	−5,1	+10,4	28,0	46,5	

Продолжение табл. 23

Соединение	Брутто- формула	Давление, мм рт. ст. (кПа)									
		5 (0,667)	10 (1,333)	20 (2,666)	40 (5,333)	60 (7,999)	100 (13,33)	200 (26,66)	400 (53,33)	760 (101,32)	
1,2-Дихлорэтан	C ₂ H ₄ Cl ₂	-24,0	-13,6	-2,4	+10,0	18,1	29,4	45,7	64,0	82,4	
Уксусная кислота	C ₂ H ₄ O ₂	+6,3 т	17,5	29,9	43,0	51,7	63,0	80,0	99,0	118,1	
Этилбромид	C ₂ H ₅ Br	-54,2	-47,5	-37,8	-26,7	-19,5	-10,0	+4,4	21,0	38,4	
Этилхлорид	C ₂ H ₅ Cl	-73,9	-65,8	-56,8	-47,0	-40,6	-32,0	-18,6	-3,9	+12,3	
Этиловый спирт	C ₂ H ₆ O	-12,0	-2,3	+8,0	19,0	26,0	34,9	48,4	63,5	78,4	
Диметиловый эфир	C ₂ H ₆ O	-101,1	-93,3	-85,2	-76,2	-70,4	-62,7	-50,9	-37,8	-23,7	
Этиленгликоль	C ₂ H ₆ O ₂	79,7	92,1	105,8	120,0	129,5	141,8	158,5	178,5	197,3	
Ацетон	C ₃ H ₆ O	-40,5	-31,1	-20,8	-9,4	-2,0	+7,0	22,7	39,5	56,5	
Пропиловый спирт	C ₃ H ₈ O	5,0	14,7	25,3	36,4	43,5	52,8	66,8	82,0	97,8	
Изопропиловый спирт	C ₃ H ₈ O	-7,0	2,4	12,7	23,8	30,5	39,5	53,0	67,8	82,5	
Глицерин	C ₃ H ₈ O ₃	153,8	167,2	182,2	198,0	208,0	220,1	240,0	263,0	290,0	
Уксусный ангидрид	C ₄ H ₆ O ₃	24,8	36,0	48,3	62,1	70,8	82,2	100,0	119,8	139,6	
Этилацетат	C ₄ H ₈ O ₂	-23,5	-13,5	-3,0	+9,1	16,6	27,0	42,0	59,3	77,1	
Бутиловый спирт	C ₄ H ₁₀ O	+20,0	30,2	41,5	53,4	60,3	70,1	84,3	100,8	117,5	
Изобутиловый спирт	C ₄ H ₁₀ O	+11,0	21,7	32,4	44,1	51,7	61,5	75,9	91,4	108,0	
Диэтиловый эфир	C ₄ H ₁₀ O	-56,9	-46,1	-38,5	-27,7	-21,8	-11,5	2,2	17,9	34,6	
Диэтиленгликоль	C ₄ H ₁₀ O ₂	120,0	133,9	148,0	164,3	174,0	187,5	207,0	226,5	244,8	
Бромбензол	C ₆ H ₅ Br	27,8	40,0	53,8	68,6	78,1	90,8	110,1	132,3	156,2	
Хлорбензол	C ₆ H ₅ Cl	+10,0	22,2	35,3	49,7	58,3	70,7	89,4	110,0	132,2	

Соединение	Брутто-формула	Давление, мм рт. ст. (кПа)									
		5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		(0,667)	(1,333)	(2,666)	(5,333)	(7,999)	(13,33)	(26,66)	(53,33)	(101,32)	
Нитробензол	$C_6H_5NO_2$	71,6	84,9	99,3	115,4	125,8	138,9	161,2	185,8	210,6	
Бензол	C_6H_6	-19,7 т	-11,5 т	-2,6 т	7,6	15,4	26,1	42,2	60,6	80,1	
Фенол	C_6H_6O	62,5	73,8	86,0	101,0	108,4	121,2	139,0	160,0	181,9	
Анилин	C_6H_7N	57,9	69,4	82,0	96,7	106,0	118,9	140,1	161,9	184,4	
Гексан	C_6H_{14}	-34,5	-25,0	-14,1	-2,3	+5,4	15,8	31,6	49,6	68,7	
Толуол	C_7H_8	-4,4	+6,4	18,4	31,8	40,3	51,9	69,5	89,5	110,6	
Этилбензол	C_8H_{10}	13,8	25,9	38,6	52,8	61,8	74,1	92,7	113,8	136,2	

Примечание. Индекс «т» указывает, что при данных условиях соединения еще не расплавилось и его насыщенные пары находятся в равновесии с твердой фазой.

Таблица 24
Температуры кипения некоторых органических соединений при повышенном давлении, °С

Соединение	Брутто-формула	Давление, МПа				
		0,2	0,5	1,0	2,0	3,0
Четыреххлористый углерод	CCl_4	102,8	141,7	178,0	222,0	251,2
Хлороформ	$CHCl_3$	83,9	120,0	152,3	191,8	216,5
Метиловый спирт	CH_4O	84,0	112,5	138,0	167,8	186,5
Сероуглерод	CS_2	69,1	104,8	136,3	175,5	201,5
1,2-Дихлорэтан	$C_2H_4Cl_2$	108,1	147,8	183,5	226,6	254,0
Уксусная кислота	$C_2H_4O_2$	143,5	180,3	214,0	252,0	276,5

Соединение	Брутто-формула	Давление, МПа			
		0,2	0,5	1,0	2,0
Этилбромид	C_2H_5Br	60,2	95,0	126,8	164,3
Этилхлорид	C_2H_5Cl	32,5	64,0	92,6	127,3
Этиловый спирт	C_2H_6O	97,5	126,0	151,8	183,0
Диметиловый эфир	C_2H_6O	20,4	45,5	75,7	96,0
Ацетон	C_3H_6O	78,6	113,0	144,5	181,0
Пропиловый спирт	C_3H_8O	117,0	149,0	177,0	210,8
Изопропиловый спирт	C_3H_8O	101,3	130,2	155,7	186,0
Уксусный ангидрид	$C_4H_6O_3$	162,0	194,0	221,5	253,0
Этилацетат	$C_4H_8O_2$	100,6	136,6	169,7	209,5
Бутиловый спирт	$C_4H_{10}O$	139,8	172,5	203,0	237,0
Изобутиловый спирт	$C_4H_{10}O$	127,3	156,2	182,0	212,5
Диэтиловый эфир	$C_4H_{10}O$	56,0	90,0	122,0	159,0
Бромбензол	C_6H_5Br	182,6	232,5	274,5	327,0
Хлорбензол	C_6H_5Cl	160,2	205,0	245,3	292,8
Бензол	C_6H_6	103,8	142,5	178,8	221,5
Фенол	C_6H_6O	208,0	248,2	283,8	328,7
Анилин	C_6H_7N	212,8	254,8	292,7	342,0
Толуол	C_7H_8	136,5	178,0	215,8	262,5
Этилбензол	C_8H_{10}	163,5	207,5	246,3	291,5

Давление насыщенного пара над жидкостью при различных температурах, мм рт. ст.

Таблица 25

Вещество	Температура, °C														
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	
Анилин	—	—	—	—	—	2,4	5,7	10,6	18	29,2	45,7	69,2	96,6	145	
Ацетон	66,8	116	185	283	422	613	861	1190	1611	2142	2797	3594	4547	5670	
Бензол	26,5	45,4	74,7	118	181	269	389	547	754	1016	1344	1748	2238	2825	
Бутиловый спирт	—	—	4,4	9,5	18,6	33,7	59,2	112	165	255	386	572	833	1150	
Вода	4,6	9,2	17,5	31,8	55,3	92,5	149	234	355	526	760	1075	1489	2026	
Дихлорэтан	20,7	34,1	60,5	97,7	152	229	338	480	664	906	1220	1600	2040	2580	
Изопропиловый спирт	8,9	17	32,4	59,1	106	177	289	455	692	1021	1460	2020	2790	3800	
Метиловый спирт	29,6	54,7	96	160	261	406	625	927	1341	1897	2621	3651	4751	6242	
Муравьиная кислота	—	18,9	33,1	52,2	82,6	126	190	280	398	552	753	—	—	—	
Нитробензол	—	—	—	—	—	—	—	4,8	7,5	12,9	20,9	32,5	48	69,5	
Сероуглерод	128	198	298	435	618	857	1165	1552	2033	2619	3385	4220	5250	6440	
Толуол	9,7	18,2	25,5	39,5	64	98	147	204	299	408	571	751	973	1350	
Уксусная кислота	—	—	11,7	20,6	34,8	56,6	88,9	136	202	294	417	581	794	1068	
Фенол	—	—	—	—	—	2	4,2	8,4	14,7	24,6	40,4	64,7	99,2	145	
Хлорбензол	2,5	4,9	8,8	15,5	26	42	65,5	97,9	145	208	293	403	543	719	
Хлороформ	61	101	106	246	366	526	740	1019	1403	1865	2429	3111	3926	4885	
Четыреххлористый углерод	33	56	91	143	216	317	451	622	843	1122	1463	1880	2391	3002	
Этилацетат	24,3	42,7	72,8	119	186	282	415	596	833	1130	1515	1995	2585	3300	
Этиловый спирт	12,2	23,6	43,9	78,8	135	222	353	543	813	1187	1692	2360	3223	4320	
Этиловый эфир	185	292	442	647	921	1276	1728	2294	2991	3840	4859	6070	7496	9157	

Таблица 26

Водяной пар в состоянии насыщения (по температуре t)

t , °C	p , кПа	ρ , кг/м ³	i , кДж/кг	i' , кДж/кг	r , кДж/кг
10	1,23	0,0094	2528,7	41,99	2476,9
11	1,31	0,0100	2520,4	46,19	2474,3
12	1,40	0,0106	2522,5	50,38	2472,3
13	1,50	0,0113	2524,2	54,57	2469,7
14	1,59	0,0120	2526,3	58,75	2467,6
15	1,71	0,0128	2527,9	62,94	2465,1
16	1,82	0,0136	2529,6	67,13	2462,6
17	1,94	0,0144	2531,3	71,31	2460,1
18	2,06	0,0153	2532,9	75,50	2457,6
19	2,19	0,0163	2535,0	79,68	2455,5
20	2,34	0,0173	2536,7	83,86	2453,0
21	2,49	0,0183	2538,4	88,04	2450,5
22	2,64	0,0194	2540,5	92,22	2448,4
23	2,82	0,0205	2542,2	96,41	2445,9
24	2,98	0,0217	2544,3	100,59	2443,8
25	3,17	0,0230	2546,9	104,77	2441,3
26	3,36	0,0243	2547,6	108,95	2438,8
27	3,56	0,0257	2549,7	113,13	2436,7
28	3,78	0,0272	2551,4	117,31	2434,2
29	4,00	0,0287	2553,5	121,48	2432,1
30	4,24	0,0304	2555,1	125,66	2429,6
31	4,46	0,0320	2556,8	129,84	2427,0
32	4,86	0,0338	2558,9	134,02	2424,9
33	5,10	0,0356	2560,6	138,20	2422,4
34	5,33	0,0376	2562,3	142,38	2419,9
35	5,63	0,0396	2564,3	146,56	2417,8
36	5,95	0,0417	2566,0	150,74	2415,3
37	6,27	0,0439	2567,7	154,92	2412,8
38	6,63	0,0462	2569,8	159,09	2410,7
39	6,99	0,0486	2571,5	163,27	2408,2
40	7,35	0,0511	2573,1	167,45	2405,7
41	7,75	0,0538	2575,2	171,63	2403,6
42	8,20	0,0565	2576,9	175,81	2401,1
43	8,64	0,0594	2578,0	179,99	2398,6
44	9,10	0,0623	2580,2	184,17	2396,1
45	9,57	0,0651	2581,9	188,35	2393,6

Продолжение табл. 26

$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{кПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$i, \text{кДж/кг}$	$i', \text{кДж/кг}$	$r, \text{кДж/кг}$
46	10,10	0,0686	2583,6	192,53	2391,0
47	10,62	0,0721	2585,7	196,71	2388,9
48	11,15	0,0756	2587,4	200,89	2386,4
49	11,75	0,0792	2598,0	205,07	2383,9
50	12,35	0,0830	2591,1	209,26	2381,8
51	12,99	0,0869	2592,8	213,44	2379,3
52	13,61	0,0911	2594,5	217,62	2376,8
53	14,40	0,0953	2596,6	221,80	2374,7
54	15,01	0,0997	2598,2	225,98	2372,2
55	15,75	0,1043	2599,9	230,17	2369,7
56	16,38	0,1092	2602,0	234,35	2367,6
57	17,30	0,1141	2603,7	238,54	2365,1
58	18,20	0,1193	2605,4	242,72	2362,6
59	19,05	0,1246	2607,0	246,92	2360,1
60	19,92	0,1301	2608,7	251,09	2357,6
61	20,84	0,1359	2610,4	255,28	2355,0
62	21,81	0,1419	2612,1	259,46	2352,5
63	22,81	0,1481	2613,7	263,65	2350,0
64	23,88	0,1545	2615,4	267,84	2347,5
65	25,01	0,1611	2617,1	272,02	2345,0
66	26,20	0,1681	2618,8	276,21	2342,5
67	27,38	0,1752	2620,4	280,40	2340,0
68	28,31	0,1826	2622,1	284,59	2337,5
69	29,80	0,1902	2624,2	289,78	2335,4
70	31,10	0,1979	2625,9	292,97	2332,9
71	32,45	0,2063	2627,6	297,16	2330,3
72	34,10	0,2147	2629,2	301,36	2327,8
73	35,45	0,2234	2630,9	305,55	2325,3
74	37,00	0,2325	2632,6	309,74	2322,8
75	38,45	0,2416	2634,2	313,94	2320,3
76	40,17	0,2514	2635,9	318,13	2317,8
77	41,90	0,2614	2637,6	322,33	2315,3
78	43,60	0,2716	2639,3	326,52	2312,8
79	45,50	0,2832	2640,9	330,72	2310,3
80	47,40	0,2929	2642,6	334,92	2307,7
81	49,40	0,3045	2644,3	339,11	2305,2
82	51,49	0,3162	2646,0	343,31	2302,7

Продолжение табл. 26

$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{кПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$i, \text{кДж/кг}$	$i', \text{кДж/кг}$	$r, \text{кДж/кг}$
83	53,40	0,3281	2647,5	347,51	2300,2
84	55,70	0,3406	2649,3	351,71	2297,7
85	57,60	0,3531	2651,0	355,92	2295,2
86	60,20	0,3665	2652,7	360,12	2992,7
87	62,40	0,3800	2654,3	364,32	2290,2
88	65,00	0,3941	2656,0	368,53	2287,6
89	67,50	0,4085	2657,3	378,73	2284,7
90	71,00	0,4229	2658,9	376,94	2282,2
91	72,70	0,4386	2660,6	381,15	2279,7
92	75,70	0,4513	2662,7	385,36	2277,2
93	78,40	0,4705	2664,4	389,57	2274,7
94	82,50	0,4871	2666,1	393,78	2272,2
95	84,50	0,5039	2667,3	397,99	2269,2
96	87,70	0,5218	2669,7	402,20	2266,7
97	91,00	0,5400	2670,7	406,42	2264,2
98	94,30	0,5586	2672,3	410,63	2261,7
99	97,70	0,5777	2673,6	414,85	2258,8
100	101,30	0,5974	2675,3	419,06	2256,3
101	104,99	0,6177	2677,9	423,28	2254,6
102	108,78	0,6384	2679,5	427,50	2252,0
103	112,67	0,6597	2681,0	431,73	2249,3
104	116,68	0,6817	2682,6	435,95	2246,6
105	120,80	0,7036	2684,1	440,17	2243,9
106	125,04	0,7273	2685,7	444,40	2241,3
107	129,41	0,7510	2687,2	448,63	2238,6
108	133,90	0,7754	2688,8	452,85	2235,9
109	138,52	0,8004	2690,3	457,08	2233,2
110	143,26	0,8254	2691,8	461,32	2230,5
111	148,14	0,8523	2693,3	465,55	2227,7
112	153,16	0,8793	2694,8	469,78	2225,0
113	158,32	0,9070	2696,3	474,02	2222,3
114	163,61	0,9354	2697,8	478,26	2219,5
115	169,05	0,9635	2699,3	482,50	2216,8
116	174,64	0,9942	2700,8	486,74	2214,1
117	180,38	1,0248	2702,2	490,98	2211,2
118	186,26	1,0561	2703,7	495,22	2208,5
119	192,33	1,0882	2705,2	499,47	2205,7

Продолжение табл. 26

t , °C	p , кПа	ρ , кг/м ³	i , кДж/кг	i' , кДж/кг	r , кДж/кг
120	198,54	1,1199	2706,6	503,7	2202,9
121	204,91	1,1547	2708,1	508,0	2200,1
122	211,45	1,1892	2709,5	512,2	2197,3
123	218,15	1,2244	2710,3	516,5	2194,4
124	225,03	1,2606	2712,3	520,7	2191,6
125	232,09	1,2969	2713,3	525,0	2188,8
126	239,32	1,3354	2715,2	529,2	2186,0
127	246,74	1,3742	2716,6	533,5	2183,1
128	254,33	1,4138	2717,9	537,8	2180,1
129	263,13	1,4543	2719,3	542,0	2177,3
130	270,12	1,4959	2720,7	546,3	2174,4
131	278,30	1,5883	2722,1	550,6	2171,5
132	286,68	1,5817	2723,4	554,8	2168,6
133	295,27	1,6261	2724,8	559,1	2165,7
134	304,06	1,6715	2726,1	563,4	2162,7
135	313,06	1,7179	2727,4	567,7	2159,7
136	322,27	1,7653	2728,8	572,0	2156,8
137	331,71	1,8138	2730,1	576,2	2153,9
138	341,37	1,8632	2731,4	580,5	2150,9
139	351,25	1,9139	2732,7	584,8	2147,9
140	361,36	1,9656	2734,0	589,1	2144,9
141	371,70	2,0184	2735,2	593,4	2141,8
142	382,28	2,0723	2736,5	597,7	2138,8
143	383,11	2,1275	2737,8	602,0	2135,8
144	404,18	2,1838	2739,0	606,3	2132,7
145	415,50	2,2491	2740,3	610,6	2129,7
146	427,07	2,2999	2741,5	614,9	2126,6
147	348,90	2,3598	2742,5	619,2	2123,5
148	450,99	2,4209	2743,9	623,5	2120,4
149	463,34	2,4833	2745,1	627,8	2117,3
150	475,97	2,5471	2746,3	632,2	2114,1
151	488,87	2,16121	2747,5	636,5	2111,0
152	502,05	2,6783	2748,7	640,8	2107,9
153	515,52	2,7460	2749,8	645,1	2104,7
154	529,26	2,8150	2751,0	649,5	2101,5
155	543,31	2,8855	2752,1	653,8	2098,3
156	557,64	2,9573	2753,3	658,1	2095,2

Продолжение табл. 26

$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{кПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$i, \text{кДж/кг}$	$i', \text{кДж/кг}$	$r, \text{кДж/кг}$
157	572,28	3,0305	2754,4	662,4	2092,0
158	587,22	3,1051	2755,5	666,8	2088,7
159	602,48	3,1813	2756,6	671,1	2085,5
160	618,04	3,2589	2757,7	675,5	2082,2
161	633,93	3,3381	2758,8	679,8	2079,0
162	650,14	3,4188	2759,8	684,2	2075,6
163	666,68	3,5010	2760,9	688,5	2072,4
164	683,55	3,5847	2761,9	692,9	2069,0
165	700,75	3,6702	2763,0	697,3	2065,7
166	718,30	3,7573	2764,0	701,6	2062,4
167	736,20	3,8460	2765,0	706,0	2059,0
168	754,45	3,9364	2766,0	710,4	2055,6
169	773,05	4,0284	2767,0	714,7	2052,3
170	792,02	4,1222	2768,0	719,1	2048,9
171	811,39	4,2176	2768,9	723,5	2045,4
172	831,06	4,3148	2769,9	727,9	2042,0
173	851,14	4,4140	2770,8	732,3	2038,5
174	871,61	4,5149	2771,8	736,7	2035,1
175	892,46	4,6176	2772,7	741,1	2031,6
176	913,70	4,7236	2773,6	745,5	2028,1
177	935,34	4,8286	2774,6	749,9	2024,6
178	957,39	4,9374	2775,3	754,3	2021,0
179	979,84	5,0474	2776,2	758,7	2017,5
180	1002,70	5,1596	2777,1	763,1	2014,0
185	1123,0	5,7528	2781,0	785,37	1995,0
190	1255,0	6,3983	2784,0	807,61	1977,0
195	1399,0	7,1011	2788,0	829,97	1958,0
200	1555,0	7,8651	2791,0	852,44	1938,0
205	1725,0	8,6946	2794,0	875,05	1919,0
210	1908,0	9,5941	2796,0	897,80	1898,0
215	2106,0	10,569	2798,0	920,70	1877,0
220	2320,0	11,623	2800,0	943,76	1856,0
225	2550,0	12,764	2801,0	966,99	1834,0
230	2798,0	13,996	2801,0	990,41	1811,0
235	3063,0	15,328	2801,0	1014,01	1787,0
240	3348,0	16,765	2801,0	1037,82	1763,0
245	3652,0	18,316	2800,0	1061,85	1739,0

Окончание табл. 26

$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{кПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$i, \text{кДж/кг}$	$i', \text{кДж/кг}$	$g, \text{кДж/кг}$
250	3978,0	19,990	2799,0	1086,10	1713,0
255	4324,0	21,796	2797,0	1110,60	1687,0
260	4694,0	23,744	2795,0	1135,37	1659,0
265	5087,0	25,848	2791,0	1160,41	1631,0
270	5505,0	28,119	2788,0	1185,76	1602,0
275	5949,0	30,572	2783,0	1211,43	1572,0
280	6419,0	33,224	2778,0	1237,45	1540,0
285	6917,0	36,095	2772,0	1263,86	1508,0
290	7445,0	39,206	2765,0	1290,70	1474,0
295	8003,0	42,584	2757,0	1318,00	1439,0
300	8592,0	46,257	2748,0	1345,83	1402,0
305	9214,0	50,261	2738,0	1374,24	1364,0
310	9870,0	54,640	2726,0	1403,31	1323,0
315	10560,0	59,445	2714,0	1433,12	1280,0
320	11290,0	64,740	2699,0	1463,78	1235,0
325	12060,0	70,605	2683,0	1495,41	1188,0
330	12860,0	77,141	2665,0	1528,13	1137,0
335	13710,0	84,478	2645,0	1562,11	1082,0
340	14610,0	92,788	2622,0	1597,53	1024,0
345	15550,0	102,30	2596,0	1634,61	962,0
350	16540,0	113,32	2566,0	1673,59	893,0
355	17580,0	126,64	2530,0	1715,32	815,0
360	18670,0	143,55	2484,0	1762,93	721,0
365	19830,0	166,28	2424,0	1819,53	605,0
370	21050,0	201,57	2335,0	1895,99	439,0
374	22080,0	286,90	2151,0	2038,92	112

Таблица 27

Водяной пар в состоянии насыщения (по давлению p)

$p, \text{кПа}$	$t, ^\circ\text{C}$	$i, \text{кДж/кг}$	$i', \text{кДж/кг}$	$g, \text{кДж/кг}$
10	45,83	2584,4	191,84	2392,6
11	47,71	2587,8	199,68	2388,1
12	49,45	2590,9	206,94	2384,0
13	51,06	2593,7	213,70	2380,0
14	52,58	2596,4	220,03	2376,4
15	54,00	2598,9	225,98	2372,9
16	55,34	2601,3	231,60	2369,7

Продолжение табл. 27

p , кПа	t , °C	i , кДж/кг	i' , кДж/кг	g , кДж/кг
17	56,62	2603,6	236,93	2366,6
18	57,83	2605,7	242,00	2363,7
19	58,98	2607,4	246,83	2360,9
20	60,09	2609,6	251,46	2358,1
21	61,15	2611,5	266,89	2355,6
22	62,16	2613,2	260,14	2353,1
23	63,14	2614,9	264,24	2350,7
24	64,08	2616,6	268,18	2348,5
25	64,99	2618,1	271,99	2346,1
26	65,87	2619,7	275,68	2344,0
27	66,72	2621,1	279,24	2341,9
28	67,55	2622,6	282,70	2339,9
29	58,35	2624,0	286,05	2337,3
30	69,12	2625,3	269,31	2336,0
32	70,62	2627,8	295,55	2332,2
34	72,03	2630,3	301,48	2328,8
36	73,37	2632,5	307,12	2325,4
38	74,66	2634,7	312,50	2322,2
40	75,89	2636,8	317,65	2319,2
42	77,06	2638,8	322,60	2316,2
44	78,19	2640,7	327,36	2313,3
46	79,28	2642,5	331,95	2310,5
48	80,33	2644,3	335,35	2308,9
50	81,35	2646,0	340,57	2305,4
55	83,74	2650,0	360,61	2299,4
60	85,95	2653,6	359,93	2293,7
65	88,02	2657,0	368,62	2288,4
70	89,96	2660,2	376,77	2283,4
75	91,78	2663,2	384,45	2278,8
80	93,51	2666,0	391,72	2274,3
85	95,14	2668,6	398,63	2270,0
90	96,71	2671,1	405,21	2265,9
95	98,20	2673,5	411,49	2262,0
100	99,63	2675,7	417,51	2258,2
110	102,32	2680,0	428,84	2251,2
120	104,81	2683,8	439,36	2244,4
130	107,13	2687,4	449,19	2238,2
140	109,32	2690,8	458,42	2234,4

Продолжение табл. 27

p , кПа	t , °C	i , кДж/кг	i' , кДж/кг	g , кДж/кг
150	111,37	2693,9	467,13	2226,8
160	113,32	2696,8	475,38	2221,4
170	115,17	2699,3	483,22	2216,3
180	116,93	2702,1	490,70	2211,4
190	118,62	2704,6	497,85	2206,8
200	120,23	2706,9	504,70	2202,2
210	121,78	2709,2	511,3	2197,9
220	123,27	2711,3	517,6	2193,7
230	124,71	2713,3	523,7	2189,6
240	126,09	2715,3	529,6	2185,7
250	127,43	2717,2	535,4	2181,8
260	128,73	2719,0	540,9	2178,1
270	129,98	2720,7	546,2	2174,5
280	131,20	2722,3	551,4	2170,9
290	132,39	2723,9	556,5	2167,4
300	133,54	2725,5	561,4	2164,1
310	134,66	2727,0	566,2	2160,8
320	135,76	2728,4	570,9	2157,5
330	136,82	2729,8	575,5	2154,3
340	137,86	2731,2	579,9	2151,3
350	138,88	2732,5	584,3	2148,2
360	139,87	2733,8	588,5	2145,3
370	140,84	2735,0	592,7	2142,3
380	141,79	2736,2	596,8	2139,4
390	142,72	2737,4	600,8	2136,6
400	143,62	2738,5	604,7	2133,8
410	144,52	2739,7	608,5	2431,2
420	145,39	2740,7	612,3	2128,4
430	146,25	2741,8	616,0	2125,8
440	147,09	2742,8	619,6	2123,2
450	147,92	2743,8	623,3	2120,6
460	148,73	2744,8	626,7	2118,1
470	149,93	2745,8	630,1	2115,7
500	151,85	2748,0	640,28	2108,0
600	158,84	2756,0	670,59	2085,0
700	164,96	2762,0	697,22	2065,0
800	170,42	2768,0	721,09	2047,0

Продолжение табл. 27

p , кПа	t , °C	i , кДж/кг	i' , кДж/кг	g , кДж/кг
900	175,36	2772,0	742,78	2030,0
1000	179,88	2776,0	762,73	2014,0
1500	198,29	2790,0	844,72	1945,0
2000	212,37	2797,0	908,63	1888,0
2500	223,94	2800,0	962,04	1838,0
3000	233,84	2801,0	1008,50	1793,0
3500	242,54	2801,0	1049,99	1751,0
4000	250,33	2799,0	1087,73	1711,0
4500	257,41	2796,0	1122,53	1673,0
5000	263,92	2792,0	1154,96	1637,0
5500	269,94	2788,0	1185,46	1602,0
6000	275,56	2783,0	1214,32	1568,0
6500	280,83	2777,0	1241,81	1535,0
7000	285,80	2771,0	1268,13	1503,0
7500	290,51	2764,0	1293,44	1471,0
8000	294,98	2757,0	1317,83	1439,0
8500	299,24	2749,0	1341,56	1408,0
9000	303,31	2741,0	1364,59	1377,0
9500	307,22	2733,0	1387,04	1346,0
10000	310,96	2724,0	1409,00	1315,0
10500	314,57	2715,0	1430,52	1284,0
11000	318,04	2705,0	1451,67	1253,0
11500	321,40	2695,0	1472,51	1222,0
12000	324,64	2684,0	1493,08	1191,0
12500	327,77	2673,0	1513,42	1160,0
13000	330,81	2662,0	1533,57	1128,0
13500	333,76	2650,0	1553,58	1096,0
14000	336,63	2637,0	1573,47	1064,0
14500	339,41	2625,0	1593,27	1031,0
15000	342,12	2611,0	1613,01	998,0
15500	344,75	2598,0	1634,61	965,0
16000	347,32	2583,0	1652,42	931,0
16500	349,82	2568,0	1672,13	895,0
17000	352,26	2551,0	1691,60	859,0
17500	354,64	2533,0	1712,10	821,0
18000	356,96	2513,0	1733,21	780,0
18500	359,23	2492,0	1755,11	737,0

Окончание табл. 27

p , кПа	t , °C	i , кДж/кг	i' , кДж/кг	g , кДж/кг
19000	361,44	2469,0	1778,06	691,0
19500	363,60	2443,0	1802,42	641,0
20000	365,71	2414,0	1828,76	585,0
20500	367,77	2380,0	1858,01	522,0
21000	369,79	2340,0	1891,97	448,0
21560	372,00	2279,0	1941,72	337,0
22080	374,00	2151,0	2038,92	112,0

Таблица 28

Значения константы Генри для газов, находящихся в равновесии с собственными водными растворами, $E \cdot 10^{-6}$, мм рт. ст.

Газ	Температура, °C								
	0	5	10	15	20	25	30	40	60
Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9
Ацетилен	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	—	—
Бром	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191
Водород	44,0	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1
Воздух	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5
Диоксид углерода	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59
Кислород	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8
Метан	17,0	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6
Оксид углерода	26,7	30,0	33,6	37,2	40,7	44,0	47,1	52,9	62,5
Сероводород	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782
Хлор	0,204	0,250	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,600	0,731
Этан	9,55	11,80	14,40	17,20	20,00	23,00	26,00	32,20	42,90
Этилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	—	—

Таблица 29

Молярные и атомные объемы (в см³/моль)

Молекулы, атомы, связи, структурные составляющие	Объем
H ₂	14,3
O ₂	25,6

Окончание табл. 29

Молекулы, атомы, связи, структурные составляющие	Объем
N ₂	31,2
Воздух	29,9
CO	30,7
CO ₂	34
SO ₂	44,8
N ₂ O	36,4
NO	23,6
NH ₃	25,8
H ₂ O	18,9
H ₂ S	32,9
COS	51,5
Cl ₂	48,4
Br ₂	53,2
J ₂	71,5
Br	27
C	14,8
Cl	24,6
F	8,7
H	3,7
J	37
N (в первичных аминах)	10,5
N (во вторичных аминах)	12
N (в прочих соединениях)	15,6
O (в метиловом эфире простом и сложном)	9,1
O (в этиловом эфире простом и сложном)	9,9
O (в высших эфирах простых и сложных)	11,0
O (в кислотах)	12,0
O (связанный с S, P, N)	8,3
O (в прочих соединениях)	7,4
S	25,6
Трехчленное кольцо	-6,0
Четырехчленное кольцо	-8,5
Пятичленное кольцо	-11,5
Шестичленное кольцо	-15,0
Нафталиновое кольцо	-30,0
Антраценовое кольцо	-47,5

Таблица 30

Коэффициенты молекулярной диффузии некоторых веществ, м²/с

Газ	$D_r \cdot 10^6$ при диффузии в воздухе ($p = 10^5$ Па, $t = 0^\circ\text{C}$)	$D_{ж} \cdot 10^9$ при диффузии в воде ($t = 20^\circ\text{C}$)
Азот	13,2	1,64
Азота окись	14,16	1,54
Азота двуокись	11,8	—
Азота закись	11,90	1,51
Аммиак	17,00	1,76
Анилин	6,1	1,04*
Ацетилен	12,64	1,56
Ацетон	10,90	1,03
Бензойная кислота	—	1,21*
Бензол	7,7	1,15*
Бром	8,2	1,2
Бромистый водород	10,75	—
n-Бутан	7,4	1,01*
Бутиловый спирт	7,03	0,96*
Водяной пар	21,9	—
Водород	61,10	5,13
Глицерин	—	0,94*
Глюкоза	—	0,69*
Дифенил	6,1	—
Дихлорметан	8,16	—
1,1-Дихлорэтан	7,03	—
Диэтиловый эфир	7,80	0,85*
Изобутиловый спирт	7,27	—
Изопропиловый спирт	8,18	0,87*
Иод	7,0	—
Иодистый водород	9,35	—
Кислород	17,80	1,80
Лактоза	—	0,49*
Мальтоза	—	0,48
Метан	19,60	2,06
Метилацетат	8,4	—
Метиловый спирт	13,25	1,28
Мочевина	—	1,37*

Окончание табл. 30

Газ	$D_r \cdot 10^6$ при диффузии в воздухе ($p = 10^5$ Па, $t = 0^\circ\text{C}$)	$D_{\text{ж}} \cdot 10^9$ при диффузии в воде ($t = 20^\circ\text{C}$)
Муравьиная кислота	13,08	1,37*
Нитробензол	6,05	—
Пропилен	—	1,44*
Пропиловый спирт	8,5	1,1*
Сахароза	—	0,49*
Серная кислота	—	1,97*
Сероводород	12,12	1,60
Сероуглерод	8,92	—
Серы двуокись	10,26	1,47
Серы треокись (серный ангидрид)	9,4	—
Соляная кислота	—	2,29*
Толуол	7,6	—
Углерода двуокись	13,80	1,77
Углерода окись	14,53	1,19
Уксусная кислота	10,64	0,88
Фурфурол	—	1,18*
Хлор	9,33	1,22
Хлорбензол	6,57	—
Хлористый водород	12,95	2,64
Хлористый метил	9,9	—
Хлористый этил	8,25	—
Хлороформ	9,1	—
Циклогексан	6,85	—
Четыреххлористый углерод	6,42	—
Щавелевая кислота	—	1,61*
Этилацетат	7,15	1,38*
Этилбензол	6,58	0,92*
Этилен	15,20	1,59
Этиленгликоль	—	1,16*
Этиловый спирт	10,20	1,00
Этиловый эфир	7,78	0,85*
Янтарная кислота	—	0,94*

* Значения приведены при температуре 25°C.

**Парциальное давление паров аммиака над его водными
растворами в состоянии равновесия**

Молярная доля NH_3 в растворе, $\frac{\text{кмоль } \text{NH}_3}{\text{кмоль раствора}}$	Парциальное давление NH_3 , кПа, при температуре, °C			
	10	20	30	40
0,02	1,4	2,7	4,2	7,3
0,04	2,3	5,5	8,6	13,7
0,06	3,7	7,3	11,8	18,7
0,08	5,0	9,2	14,8	23,8
0,10	6,2	11,0	19,2	28,8
0,12	8,0	13,3	21,8	34,3
0,15	10,6	17,7	28,7	45,0
0,17	12,7	21,8	34,1	52,7
0,20	16,8	28,0	44,0	67,5
0,25	25,5	42,0	64,5	96,5

Таблица 32

**Парциальное давление диоксида серы над его водными растворами в состоянии равновесия
при различных температурах, мм рт. ст.**

Относительная массовая доля SO ₂ в растворе, $\bar{X} \cdot 10^3, \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$	Температура, °C												
	11	13	15	16	17	18	20	22	25	27	30	40	
0,05	0,01	0,011	0,013	0,014	0,015	0,016	0,017	0,02	0,024	0,027	0,032	0,054	
0,1	0,037	0,042	0,048	0,052	0,055	0,059	0,065	0,074	0,089	0,099	0,117	0,193	
0,2	0,133	0,15	0,17	0,182	0,193	0,206	0,225	0,258	0,305	0,338	0,396	0,635	
0,3	0,271	0,305	0,344	0,367	0,388	0,413	0,451	0,513	0,603	0,667	0,777	1,22	
0,5	0,638	0,713	0,802	0,85	0,897	0,951	1,04	1,17	1,36	1,50	1,73	2,67	
0,8	1,341	1,49	1,69	1,76	1,85	1,96	2,13	2,39	2,76	3,02	3,47	5,25	
1	1,88	2,08	2,33	2,45	2,58	2,72	2,96	3,30	3,80	4,16	4,76	7,15	
1,2	2,46	2,73	3,03	3,19	3,36	3,53	3,84	4,27	4,91	5,37	6,12	9,14	
1,4	3,08	3,40	3,77	3,97	4,17	4,39	4,77	5,29	6,07	6,63	7,54	11,2	
1,5	3,393	3,75	4,16	4,38	4,6	4,83	5,24	5,82	6,67	7,27	8,27	12,26	
1,7	4,048	4,47	4,95	5,20	5,46	5,74	6,23	6,89	7,89	8,60	9,76	14,42	
2	5,07	5,59	6,18	6,50	6,81	7,15	7,75	8,56	9,78	10,65	12,07	17,74	
3	8,734	9,60	10,58	11,08	11,6	12,16	13,15	14,48	16,45	17,86	20,17	29,34	
4	12,65	13,9	15,25	15,97	16,71	17,47	18,92	20,75	23,5	25,49	28,71	41,50	
5	16,77	18,4	20,16	21,08	22,03	23,04	24,87	27,25	30,82	33,37	37,52	53,99	
7	25,35	27,7	30,3	31,69	33,06	34,53	37,32	40,73	45,94	49,68	55,72	79,70	
10	38,80	42,3	46,28	48,24	50,32	52,49	56,61	61,69	69,43	74,97	83,92	119,4	
20	86,11	93,7	102,0	106,2	110,6	115,3	124,1	134,8	151,1	162,9	181,7	256,5	
30	133,7	147	159,5	166,3	173,1	180,2	194,0	210,3	235,4	253,5	282,4	397,2	
40	185,4	201,2	218,8	227,5	236,8	246,3	265,1	287,0	321,0	345,4	384,6	539,8	

Относительная массовая доля SO ₂ в растворе, $\bar{X} \cdot 10^3, \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$	Температура, °C											
	11	13	15	16	17	18	20	22	25	27	30	40
50	236,8	256,3	278,4	289,3	301,1	313,1	336,9	364,6	407,5	438,3	487,7	683,5
60	287,4	311,8	338,5	351,7	365,9	380,6	409,3	442,7	494,6	531,9	591,5	828,0
80	390,8	423,9	459,8	477,6	496,7	516,3	555,3	600,2	670,0	720,3	800,5	1117
100	495,2	536,3	578,5	604,4	628,5	653,2	702,2	758,8	846,7	909,9	1011	1411

Таблица 33

Содержание низкокипящего компонента в жидкости *x*, % мол., и паре *y*, % мол.,
в условиях равновесия при различных температурах *t*, °С, для бинарных смесей
при атмосферном давлении

Смесь	<i>x</i>	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Азеотропная смесь
Ацетон – бензол	<i>y</i>	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100	–
	<i>t</i>	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	<i>y</i>	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100	–
	<i>t</i>	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59	58,2	57,5	56,1	–
Ацетон – метанол	<i>y</i>	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	–	100	80
	<i>t</i>	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56	55,3	55,05	–	56,1	55,05
Ацетон – этанол	<i>y</i>	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100	–
	<i>t</i>	78,3	75,4	73	69	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58	57	56,1	–
Бензол – толуол	<i>y</i>	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100	–
	<i>t</i>	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2	–

Окончание табл. 33

Смесь	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Азеотропная смесь
Бензол – уксусная кислота	y t	0 118,7	26 111,4	42 105,8	59 99	68,6 94	75 90,3	79 88	83 85,7	88 83,5	92,5 82	97 80,8	100 80,2	97,5 80
Изопропанол – вода	y t	0 100	48,5 84,4	53 82,5	60 81,2	64 81	66,5 80,6	68 80,5	68,4 80,4	70 80,5	77 81	83 82,3	100 82,4	68,5 80,4
Метанол – бензол	y t	0 80,2	38,5 66,9	50 61,1	56 58,6	58 58	59 57,8	60 57,7	61 57,6	62 57,6	66 58	75 59,6	100 64,9	61,4 57,6
Метанол – этанол	y t	0 78,3	7,4 77,2	14,3 76,5	27,1 75	39,6 73,6	51,5 72,2	62,6 70,8	72,3 69,4	79,8 68,2	86,6 66,9	93,2 65,9	100 64,9	– –
Муравьиная кислота – уксусная кислота	y t	0 118,1	8 116	14,6 115,4	26 112,8	38 110,7	48,5 108,8	57,6 107,0	66 105,4	74,6 103,9	83,6 102,5	92,2 101,4	100 100,8	– –
Сероуглерод – ацетон	y t	0 56,2	19 51,2	29 48,3	46 43,5	53,3 41,3	57,5 40,3	60,5 39,6	61 39,3	68 39,3	72,2 39,6	78 40,9	100 46,3	61 39,3
Сероуглерод – тетрагидрид углерода	y t	0 76,7	13,2 73,7	24 71	42,3 66	54,4 62,3	64,5 59	72,6 56,1	79,1 53,1	84,8 51,6	90,1 49,6	95 47,9	100 46,3	– –
Тетрахлорид углерода – этанол	y t	0 77,9	21 73,7	33 70,8	48 67,2	54 65,3	56,5 64,6	58,8 64	62 63,6	65,8 64	72,2 65,6	82,3 68,5	100 75,9	63 63,6
Толуол – уксусная кислота	y t	0 118,1	15,5 111,3	25,5 108,9	37,2 105,6	46 103,3	54,1 101,7	57 100,8	61,5 100,6	66,5 100,6	71,8 100,9	81 102,6	100 110,8	62,7 100,6
Этанол – бензол	y t	0 79,7	18 74,3	28,6 71,2	36,8 69	40,5 68,2	43,5 67,8	46,5 67,8	49,5 68,3	53,5 68,9	60 70,1	71 72,6	100 78,1	44,8 67,8
Этанол – вода	y t	0 100	33,2 90,5	44,2 86,5	53,1 83,2	57,6 81,7	61,4 80,8	65,4 80	69,9 79,4	75,3 79	81,8 78,6	89,8 78,4	100 78,4	89,4 78,15
Этилацетат – уксусная кислота	y t	0 118,1	14,4 –	28,7 –	50,6 –	65,4 –	77 –	85,6 –	92 –	96,1 –	98,9 –	99,8 –	100 77,1	– –

Таблица 34

Равновесные составы жидкости и пара, температура кипения смеси вода – уксусная кислота при атмосферном давлении

x, % мол.	y, % мол.	t, °C	x, % мол.	y, % мол.	t, °C
0	0	118,1	50	62,6	104,4
5	9,2	115,4	60	71,6	103,2
10	16,7	113,8	70	79,5	102,1
20	30,2	110,1	80	86,4	101,3
30	42,5	107,5	90	93,0	100,6
40	53,0	105,8	100	100	100,0

Примечание. Обозначения соответствуют принятым в табл. 33.

Таблица 35

Равновесные составы жидкости и пара, температура кипения смеси метанол – вода при атмосферном давлении

x, % мол.	y, % мол.	t, °C	x, % мол.	y, % мол.	t, °C
0	0	100,0	40	72,9	75,3
2	13,4	96,4	50	77,9	73,1
4	23,0	93,5	60	82,5	71,2
6	30,4	91,2	70	87,0	69,3
10	41,8	87,7	80	91,5	67,5
20	57,9	81,7	90	95,8	66,0
30	65,5	78,0	100	100	64,5

Примечание. Обозначения соответствуют принятым в табл. 33.

Таблица 36

Равновесные составы жидкости и пара, температура кипения смеси этанол – вода при давлении $p = 0,098$ МПа

x, % мол.	y, % мол.	t, °C	x, % мол.	y, % мол.	t, °C
0	0	99,63	13,77	48,68	84,8
0,004	0,053	99,9	15,55	50,1	84,3
0,39	4,51	98,75	18,03	51,75	83,7
0,79	8,76	97,65	21,38	53,76	82,95
1,19	12,75	96,65	26,53	56,03	82,15
2,01	18,68	94,96	34,16	59,1	81,25
2,86	23,96	93,35	43,17	62,52	80,5

Окончание табл. 36

х, % мол.	у, % мол.	т, °С	х, % мол.	у, % мол.	т, °С
4,16	29,92	91,3	50,16	65,34	80,0
5,51	34,51	89,7	59,55	69,59	79,55
7,95	40,18	87,7	65,64	72,71	79,2
9,42	42,94	86,7	72,36	76,93	78,75
11,53	46,08	85,7	77,88	80,42	78,5
12,08	46,9	85,4	83,87	84,7	78,27
12,64	47,49	85,2	89,41*	89,41*	78,15*
13,19	48,08	85,0	—	—	—

*Равновесные данные точки азеотропа.

Примечание. Обозначения соответствуют принятым в табл. 33.

Таблица 37

Равновесные составы жидкости и пара, температура кипения смеси пропанол – бутанол при атмосферном давлении

х, % мол.	у, % мол.	т, °С	х, % мол.	у, % мол.	т, °С
0,0	0,0	117,6	53,4	71,05	105,0
9,66	18,15	115,0	67,0	81,4	102,5
19,1	33,0	112,5	81,9	90,77	100,0
29,7	47,15	110,0	100	100	97,0
41,05	59,65	107,5			

Примечание. Обозначения соответствуют принятым в табл. 33.

Таблица 38

Равновесные составы жидкости и пара, температура кипения смеси хлороформ – бензол при атмосферном давлении

х, % мол.	у, % мол.	т, °С	х, % мол.	у, % мол.	т, °С
0	0	80,6	44	60	75,3
8	10	79,8	54	70	74,0
15	20	79,0	66	80	71,9
22	30	78,2	79	90	68,9
29	40	77,3	100	100	61,4
36	50	76,4	—	—	—

Примечание. Обозначения соответствуют принятым в табл. 33.

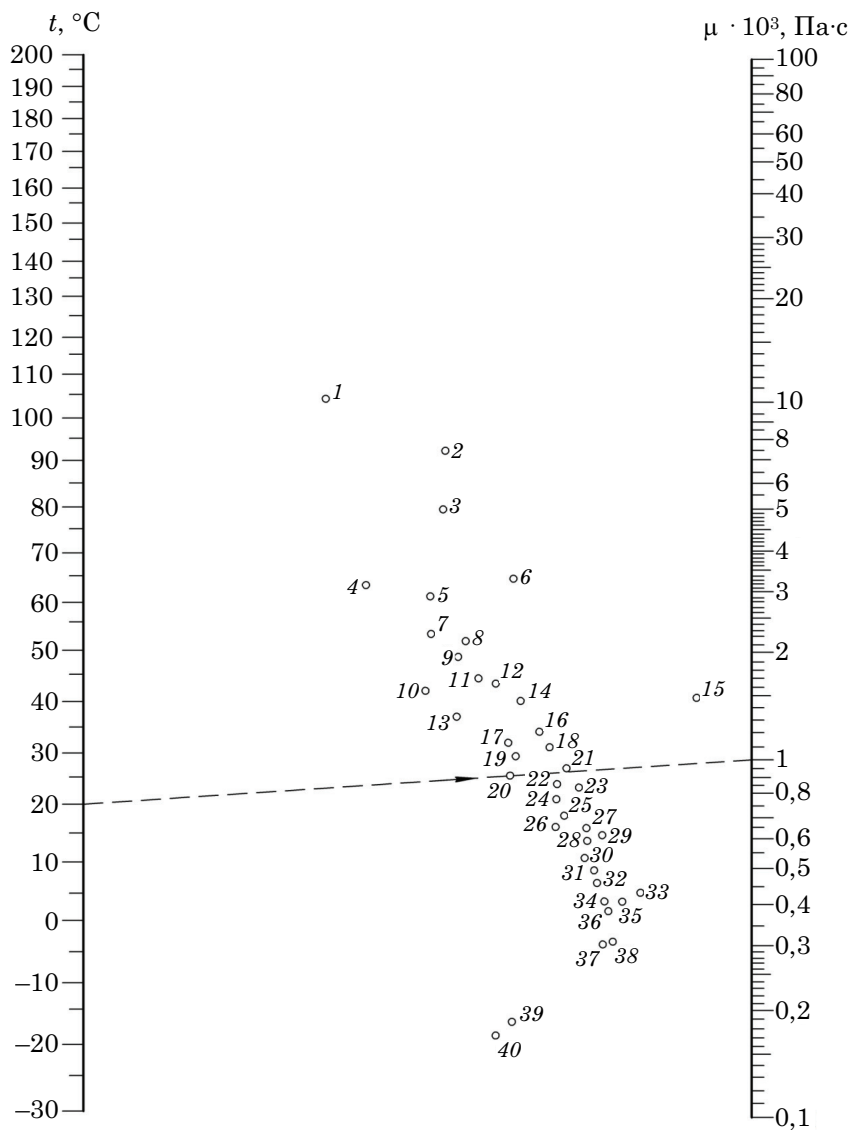


Рис. 1. Номограмма для определения динамической вязкости индивидуальных жидкостей и водных растворов μ в зависимости от температуры t

Жидкость	№ точки	Жидкость	№ точки
Амиловый спирт	17	Серная кислота: 111%-ная 98%-ная 60%-ная	2 3 6
Аммиак	39		
Анилин	8		
Ацетон	34	Сероуглерод	33
Бензол	25	Серы триоксид	35
Бутиловый спирт	11	Терпентин	16
Вода	20	Толуол	27
Гексан	36	Углерода тетрахлорид	21
Гептан	31	Углерода диоксид	40
Глицерин:		Уксусная кислота: 100%-ная 70%-ная	18 12
100%-ный	1		
50%-ный	7		
Диэтиловый эфир	37	Фенол	5
Метилацетат	32	Хлорбензол	22
Метиловый спирт:		Хлороформ	29
100%-ный	26	Этилацетат	30
90%-ный	24	Этиленгликоль	4
30%-ный	13	Этиленхлорид	23
Нафталин	9	Этиловый спирт: 100%-ный 49%-ный	19 10
Нитробензол	14		
Октан	28		
Пентан	38		
Ртуть	15		

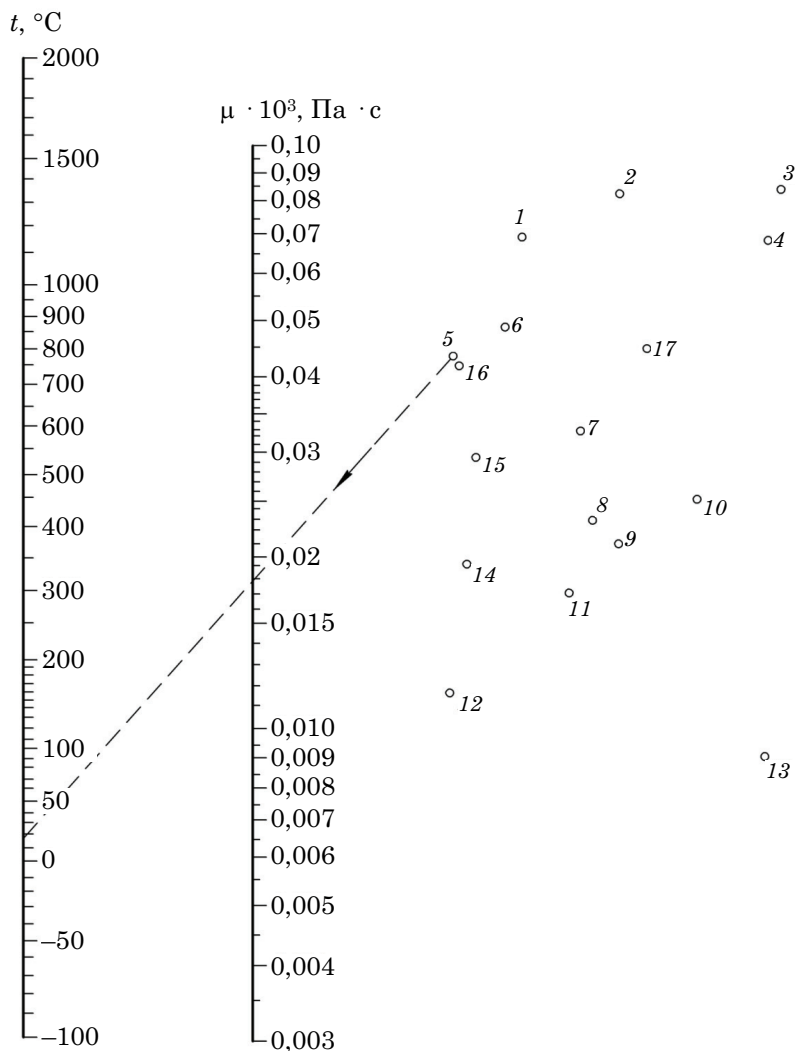


Рис. 2. Динамическая вязкость газов μ в зависимости от температуры t при атмосферном давлении:

1 – O₂; 2 – NO; 3 – CO₂; 4 – HCl; 5 – воздух; 6 – N₂; 7 – SO₂; 8 – CH₄;
 9 – H₂O; 10 – NH₃; 11 – C₂H₆; 12 – H₂; 13 – C₆H₆; 14 – 9H₂ + N₂;
 15 – 3H₂ + N₂; 16 – CO; 17 – Cl₂

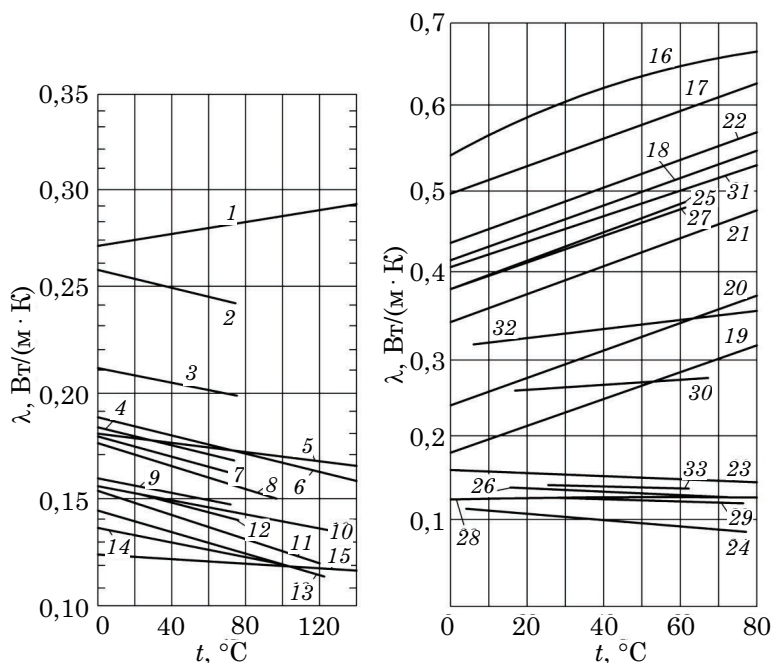


Рис. 3. Теплопроводность индивидуальных жидкостей и водных растворов λ в зависимости от температуры t

Жидкость	№ кривой	Жидкость	№ кривой
Аммиак 26%-ный	31	40%-ный	32
Анилин	6	Муравьиная кислота	2
Ацетон	8	Нитробензол	10
Бензол	11	Октан	33
Бутиловый спирт	9	Сероуглерод	23
Вазелиновое масло	15	Серная кислота 98%-ная	30
Вода	16	Соляная кислота 30%-ная	27
Гексан	26	Тетрахлорид углерода	24
Глицерин:		Толуол	13
безводный	1	Уксусная кислота	7
50%-ный	25	Хлорид кальция 25%-ный	17
Диэтиловый эфир	29	Хлорид натрия 25%-ный	18
Изопропиловый спирт	12	Этиловый спирт:	
Касторовое масло	5	100%-ный	4
Керосин	28	80%-ный	19
Ксилол	14	60%-ный	20
Метилловый спирт		40%-ный	21
100%-ный	3	20%-ный	22

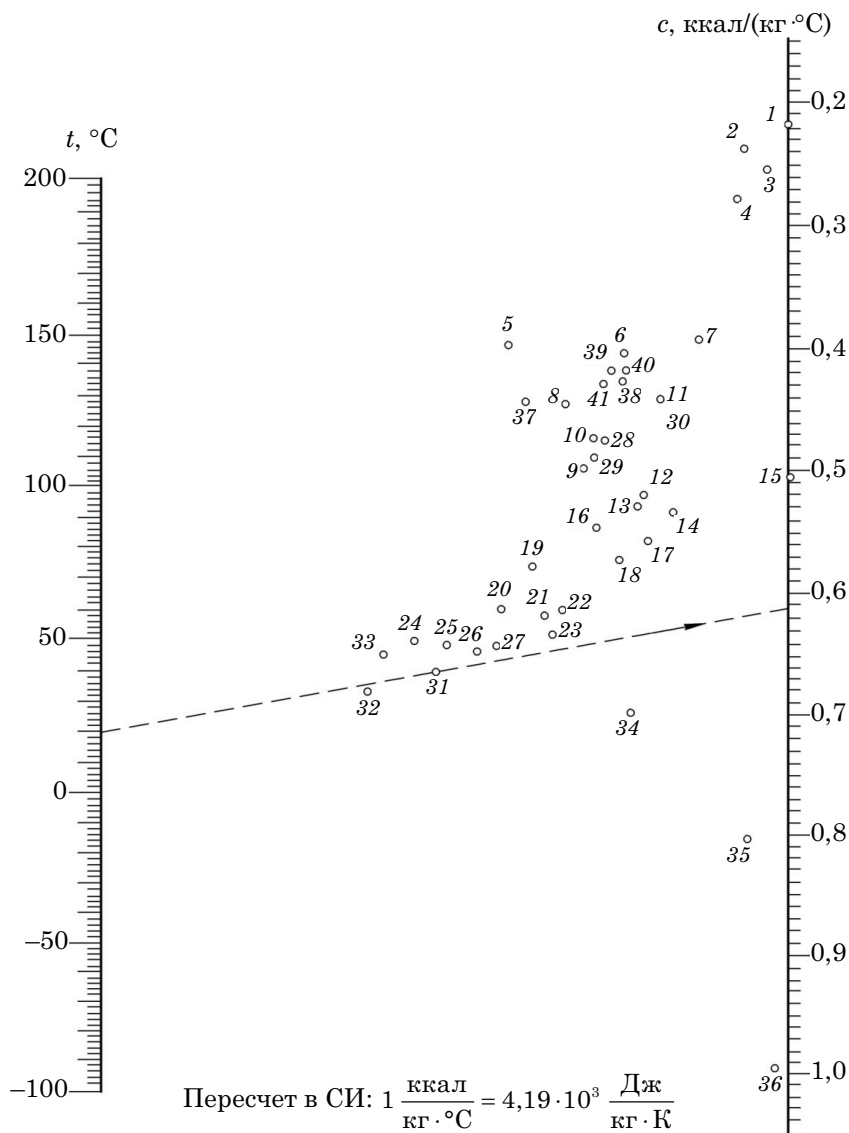


Рис. 4. Удельная теплоемкость индивидуальных жидкостей и водных растворов c в зависимости от температуры t

Жидкость	№ точки	Жидкость	№ точки
Амилацетат	12	Пропиловый спирт	25
Анилин	14	Серная кислота 100%-ная	7
Ацетон	18	Сероуглерод	4
Бензол	29	Соляная кислота 30%-ная	26
Бутиловый спирт	24	Тетрахлорид углерода	2
Вода	36	Толуол:	
Гептан	19	(от –60 до 40°C)	28
Глицерин	21	(от 40 до 100°C)	30
Дифенил	8	Уксусная кислота 100%-ная	16
Диэтиловый эфир	17	Хлорбензол	6
Изобутиловый спирт	33	Хлорид кальция 25%-ный	34
Изопентан	20	Хлорид натрия 25%-ный	35
Изопропиловый спирт:		Хлороформ	3
от 0 до 50°C	32	Этилацетат	13
от –50 до 0°C	27	Этилбромид	1
<i>о</i> - и <i>м</i> -Ксилол	9	Этиленгликоль	22
<i>п</i> -Ксилол	10	Этиловый спирт	31
Метиловый спирт	23	Этилиодид	5
Октан	15	Этилхлорид	11

Точки № 37–41 в первоисточнике (Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков [и др.]. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.), из которого заимствован график, не идентифицированы.

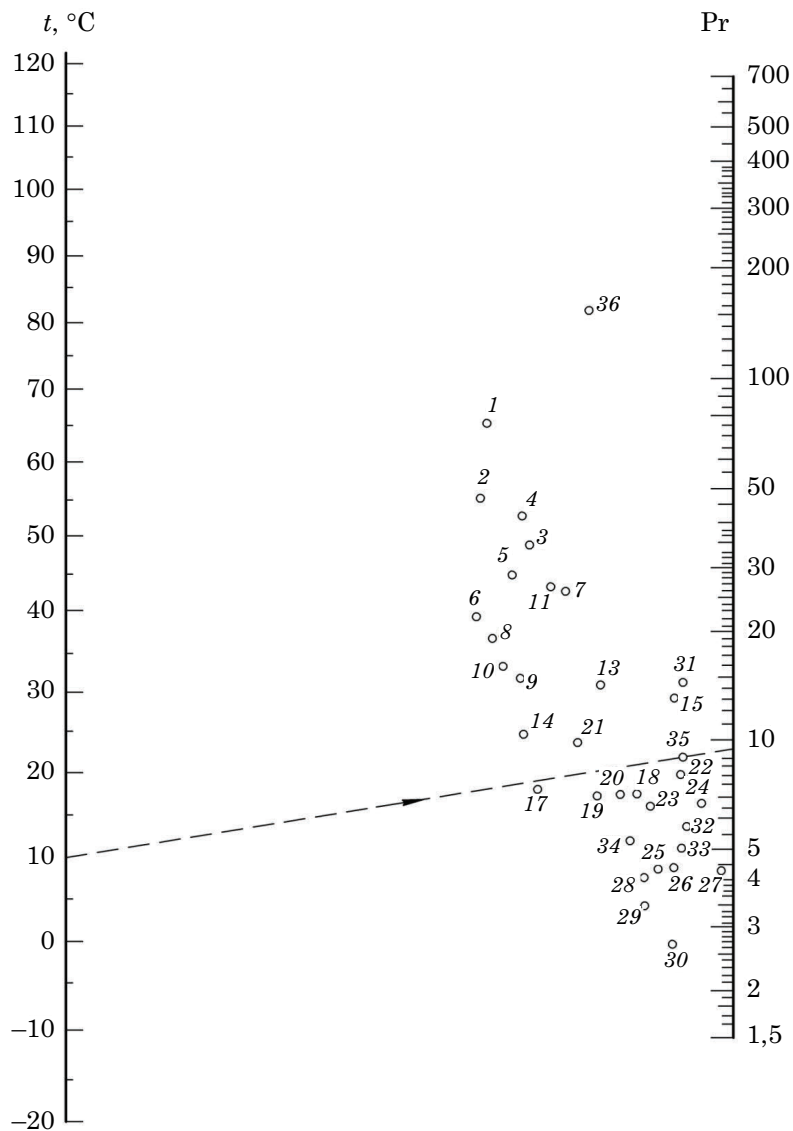


Рис. 5. Зависимость критерия Pr для индивидуальных жидкостей и водных растворов в зависимости от температуры t

Жидкость	№ точки	Жидкость	№ точки
Амилацетат	31	Серная кислота:	
Аммиак 26%-ный	14	111%-ная	1
Анилин	5	98%-ная	2
Ацетон	25	60%-ная	4
Бензол	22	Сероуглерод	30
Бутиловый спирт	11	Соляная кислота 30%-ная	21
Вода	17	Тетрахлорид углерода	18
Гептан	32	Толуол	23
Диэтиловый эфир	28	Уксусная кислота:	
Глицерин 50%-ный	6	100%-ная	15
Изоамиловый спирт	3	50%-ная	9
Изопропиловый спирт	7	Хлорбензол	35
Ксилол	19	Хлороформ	34
Метиловый спирт:		Этилацетат	24
100%-ный	20	Этилбромид	29
40%-ный	10	Этиленгликоль	36
Октан	33	Этилиодид	27
Пентан	26	Этиловый спирт:	
		100%-ный	13
		50%-ный	8

Точки № 12 и 16 в первоисточнике (Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М.: Альянс, 2007. – 576 с.), из которого заимствован график, не идентифицированы.

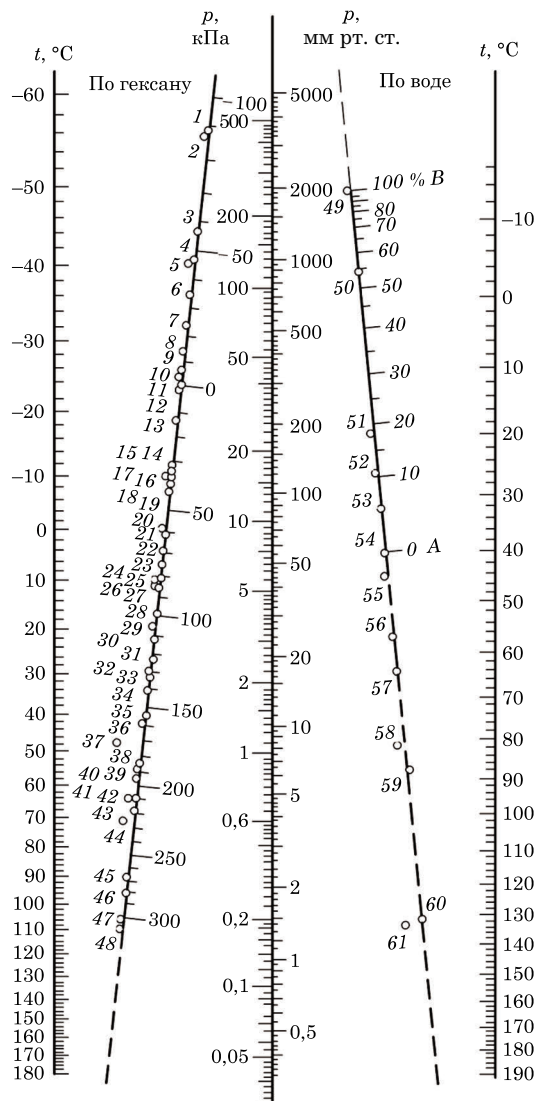


Рис. 6. Номограмма для определения давления насыщенного пара p и температуры кипения жидкостей t :
 шкала А–В: массовая доля NH_3 (%) в водном растворе

Жидкость	№ точки	Вещество	№ точки
Аллен	6	Метиленхлорид	19
Аммиак	49	Метилмоносилан	3
Анилин	40	Метиловый спирт	52
Ацетилен	2	Метилформиат	16
Ацетон	51	Метилхлорид	7
Бензол	24	Нафталин	43
Бромбензол	35	α -Нафтол	47
α -Бромнафталин	46	β -Нафтол	48
1,3-Бутадиен	10	Нитробензол	37
Бутан	11	Октан	31
α -Бутилен	9	Октан*	32
β -Бутилен	12	Пентан	17
Бутиленгликоль	58	Пропан	5
Винилхлорид	8	Пропилен	4
Вода	54	Пропионовая кислота	56
Гексан	22	Ртуть	61
Гептан	28	Тетралин	42
Глицерин	60	Тетрахлорид углерода	23
Декалин	38	Толуол	30
Декан	36	Уксусная кислота	55
Диоксан	29	Фторбензол	27
Дифенил	45	Хлорбензол	33
1,2-Дихлорэтан	26	Хлороформ	21
Диэтиловый эфир	15	Этан	1
Изомасляная кислота	57	Этилацетат	25
Изопрен	14	Этилбромид	18
Иодбензол	39	Этиленгликоль	59
<i>м</i> -Крезол	44	Этиловый спирт	53
<i>о</i> -Крезол	41	Этилформиат	20
<i>м</i> -Ксилол	34	Этилхлорид	13
Метиламин	50	*По другим данным	
Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па			

ПРИЛОЖЕНИЕ Б
СПЕЦИАЛЬНЫЕ СПРАВОЧНЫЕ
МАТЕРИАЛЫ К РАСЧЕТАМ
И ПРОЕКТИРОВАНИЮ АБСОРБЕРОВ
И РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

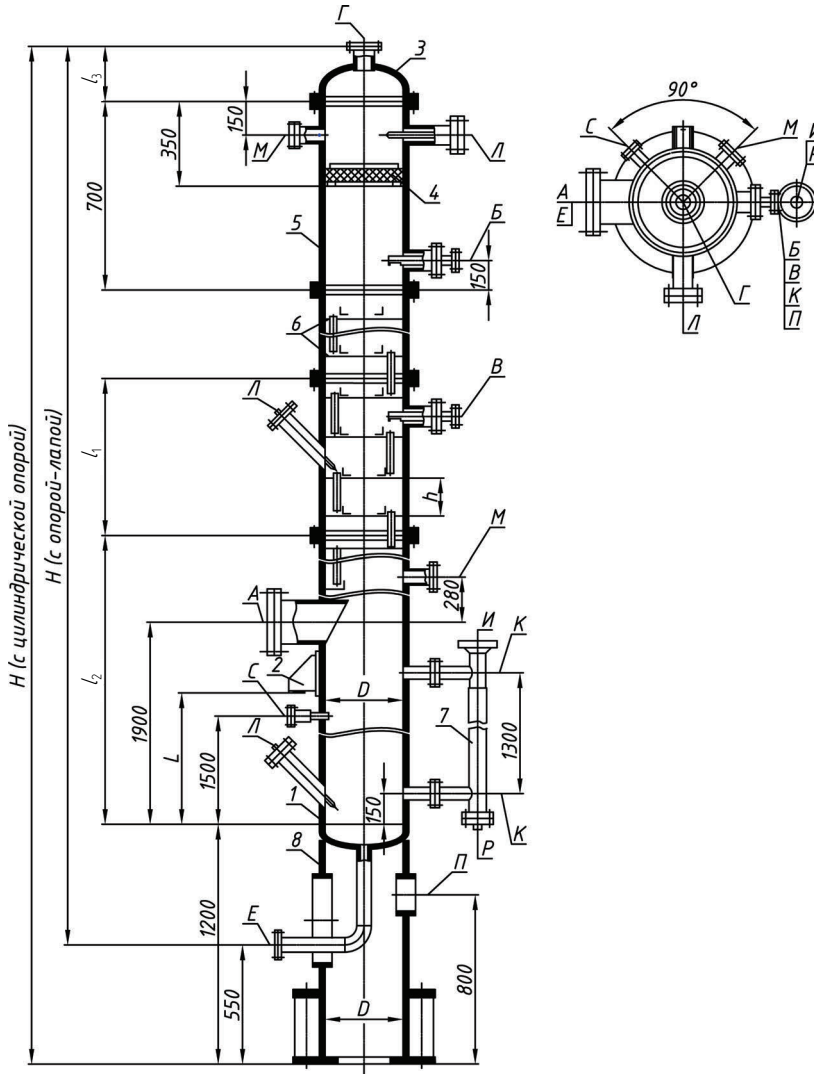


Рис. 1. Колонные аппараты тарельчатые царговые диаметром от 400 до 800 мм:
 1 – корпус; 2 – опора-лапа; 3 – крышка; 4 – отбойник сетчатый;
 5 – царга сепарационная; 6 – тарелки; 7 – камера уравнимера;
 8 – опора цилиндрическая

Таблица 1

Назначение и размеры штуцеров колонных аппаратов (к рис. 1)

Обозначение	Назначение		Количество, шт.	Условный проход D_y , мм	Условное давление P_y , МПа
	в абсорбере	в ректификационной колонне			
А*	Вход газа	Вход пара	1	—	—
Б*	Вход поглотителя	Вход флегмы	1	—	—
В*	Отсутствует	Вход питания	1	—	—
Г*	Выход газа	Выход пара	1	—	—
Е*	Выход поглотителя	Выход жидкости на циркуляцию	1	—	—
И	Для регулятора уровня		1	50	4,0
К	Для камеры уровнемера		2	50	2,5
Л	Для замера температуры		—	М20×1,5	—
М	Для замера давления		2	50	1,6
П	Лаз		2	250	—
Р	Дренаж		1	М20×1,5	—
С	Резервный		1	25	1,6

* Параметры штуцеров определяются расчетом.

Таблица 2

Основные технические данные тарельчатых царговых аппаратов диаметром от 400 до 800 мм при количестве тарелок 4...12 шт. (к рис. 1)

Показатель	Значение																																			
Диаметр аппарата D , мм	400 и 600														800																					
Расстояние между тарелками h , мм	200				300				400				200				300				400															
Тип внутренних устройств (тарелки)	Выбирается при расчете или задается в исходных данных																																			
Количество, тарелок шт.	4	6	8	12	4	6	8	12	4	6	8	12	4	6	8	12	4	6	8	12	4	6	8	12	4	6	8	12								
	1	1	2	3	1	2	2	4	2	3	4	6	1	1	1	2	1	2	3	1	2	3	1	2	2	4	6	8								
Количество тарелок в кубе, шт.	—	2	—	—	1	—	2	—	—				—	—	2	—	—	2	—	—	1	—	2	—	—	1	—	2	—							
Высота, мм	800				900				800				1200																							
Высота аппарата H , мм	царги l_1	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650					
	куба l_2	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650	2300	2650					
Высота аппарата H , мм	крышки l_3	350				450																														
	при цилиндрической опоре	4800	5350	5700	6150	6400	6950	5250	5800	6350	7050	8150	7600	6150	6400	6950	7250	7750	8800	9150	5300	5850	5650	6200	6500	5850	6000	6550	5300	5850	6500	7050	7200	7750	8900	9450
Количество опор-лап, шт.	3				4				4 (расположение по осям)				— для диаметров 600 и 800 мм																							

Таблица 3

Основные технические данные тарельчатых парговых аппаратов диаметром 400 и 600 мм при количестве тарелок 16...36 шт. (к рис. 1)

Таблица 4

**Основные технические данные тарельчатых царговых аппаратов диаметром 800 мм
при количестве тарелок 16...36 шт. (к рис. 1)**

Показатель		Значение																													
Диаметр аппарата D , мм		800																													
Расстояние между тарелками h , мм		200										300										400									
Количество, шт.	тарелок	16	20	24	28	32	36	16	20	24	28	32	36	16	20	24	28	32	36	16	20	24	28	32	36						
	царг	3	4	4	5	6	6	4	5	6	7	8	9	5	6	8	9	10	12												
Количество тарелок в кубе, шт.	тарелок	–	2	–	2	–																		1	2	–	1	2	–		
		царги l_1	1200																												
Высота, мм	куба l_2	2300	2650	2300		2650	2300	2300														2650	3000	2300	2650	3000	2300				
	крышки l_3	450																													
		Высота аппарата H , мм	8250	8600	9450	10100	10650	11000	11850	8900	10100	12500	13700	14950	11600	12550	13700	14950	12050	13700	11050	12500	13700	15800	17350	19050					
			при опоре-лапе	7700	8050	8900	10100	10650	11000	11850	8900	10100	12500	13700	14950	11600	12550	13700	14950	12050	13700	11050	12500	13700	15800	17350	19050				
Количество опор-лап, шт.	4 (расположены по осям)																														
Тип внутренних устройств (тарелки)		Выбирается при расчете или задается в исходных данных																													

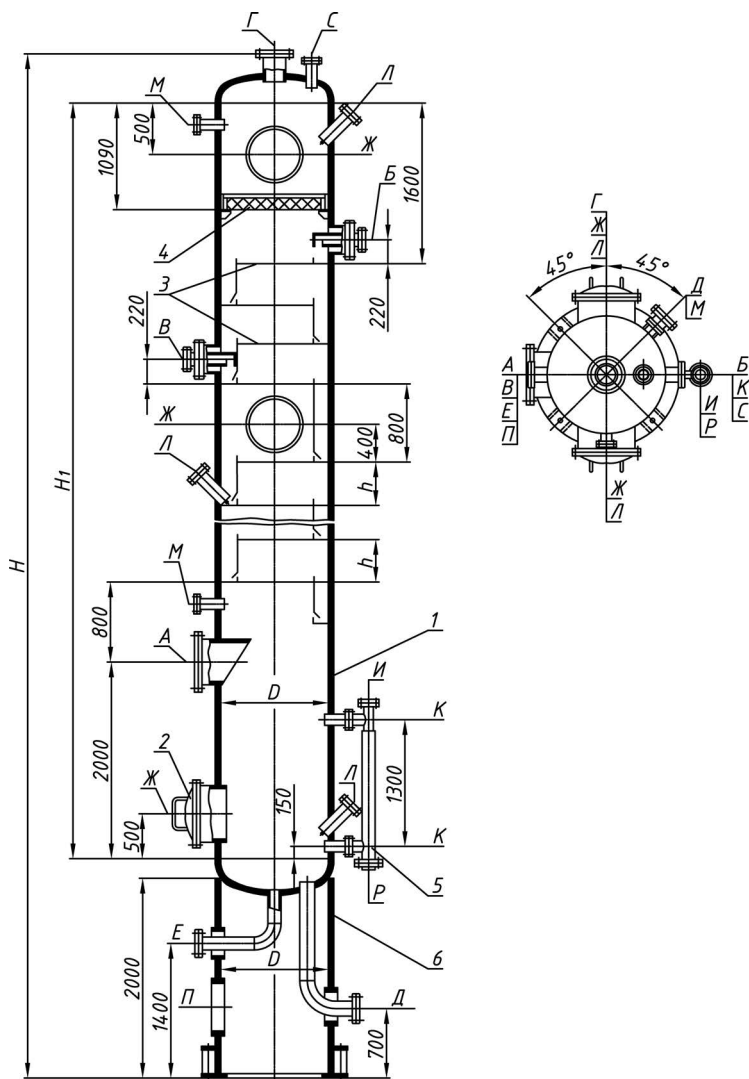


Рис. 2. Колонные аппараты тарельчатые цельносварные диаметром от 1000 до 3600 мм:

1 – корпус; 2 – люк; 3 – тарелки; 4 – отбойник сетчатый;
5 – камера уровнемера; 6 – опора цилиндрическая

Таблица 5

Назначение и размеры штуцеров колонных аппаратов (к рис. 2)

Обозначение	Назначение		Количество, шт.	Условный проход D_y , мм	Условное давление P_y , МПа
	в абсорбере	в ректификационной колонне			
А*	Вход газа	Вход пара	1	—	—
Б*	Вход поглотителя	Вход флегмы	1	—	—
В*	Отсутствует	Вход питания	1	—	—
Г*	Выход газа	Выход пара	1	—	—
Д*	Отсутствует	Выход кубового остатка	1	—	—
Е*	Выход поглотителя	Выход жидкости на циркуляцию	1	—	—
Ж	Люк		см. табл. 6		
И	Для регулятора уровня		1	50	4,0
К	Для камеры уровнемера		2	50	2,5
Л	Для замера температуры		—	M20×1,5	—
М	Для замера давления		2	50	1,6
П**	Лаз		2	500	—
Р	Дренаж		1	50	2,5
С	Резервный		1	50	2,5

* Параметры штуцеров определяются расчетом.

** Для аппаратов диаметром 1000 мм условный проход лаза принимается 500 мм, 1200 и более – 600 мм.

Основные технические данные тарельчатых сварных аппаратов диаметром от 1000 до 3600 мм (к рис. 2)

[illegible]



Таблица 7

Назначение и размеры штуцеров колонных аппаратов (к рис. 3)

Обозначение	Назначение		Количество, шт.	Условный проход D_y , мм	Условное давление P_y , МПа
	в абсорбере	в ректификационной колонне			
А*	Вход газа	Вход пара	1	—	—
Б*	Вход поглотителя	Вход флегмы	1	—	—
В*	Отсутствует	Вход питания	1	—	—
Г*	Выход газа	Выход пара	1	—	—
Е*	Выход поглотителя	Выход жидкости на циркуляцию	1	—	—
Ж	Люк		см. табл. 8		
И	Для регулятора уровня		1	50	4,0
К	Для камеры уравнимера		2	50	2,5
Л	Для замера температуры		—	M20×1,5	—
М	Для замера давления		2	50	1,6
П	Лаз		2	250	—
Р	Дренаж		1	M20×1,5	—
С	Резервный		1	25	1,6

* Параметры штуцеров определяются расчетом.

Таблица 8

Основные технические данные царговых аппаратов с насыпной насадкой (к рис. 3)

Показатель		Значения		
Диаметр колонны D , мм		400	600	800
Толщина корпуса и днищ S , мм		6...10		
Высота насадки, мм	1-го слоя l_1	1000; 1500; 2000; 2500		
	2-го слоя l_2			
	3-го слоя l_3			

Окончание табл. 8

Показатель		Значения		
Высота царги, мм	L_1	$l_1 + 800$	$l_1 + 950$	$l_1 + 1000$
	L_2	$l_2 + 850$	$l_2 + 1000$	$l_2 + 1050$
	L_3	$l_3 + 940$		
Высота колонны, мм	цилиндрической части H_1	$2300 + L_1 + L_2 + L_3 + 600$		
	общая H	Не более 15 000		
Диаметр люка, мм		150	250	
Количество опор-лап, шт.		3	4 – расположение по осям	

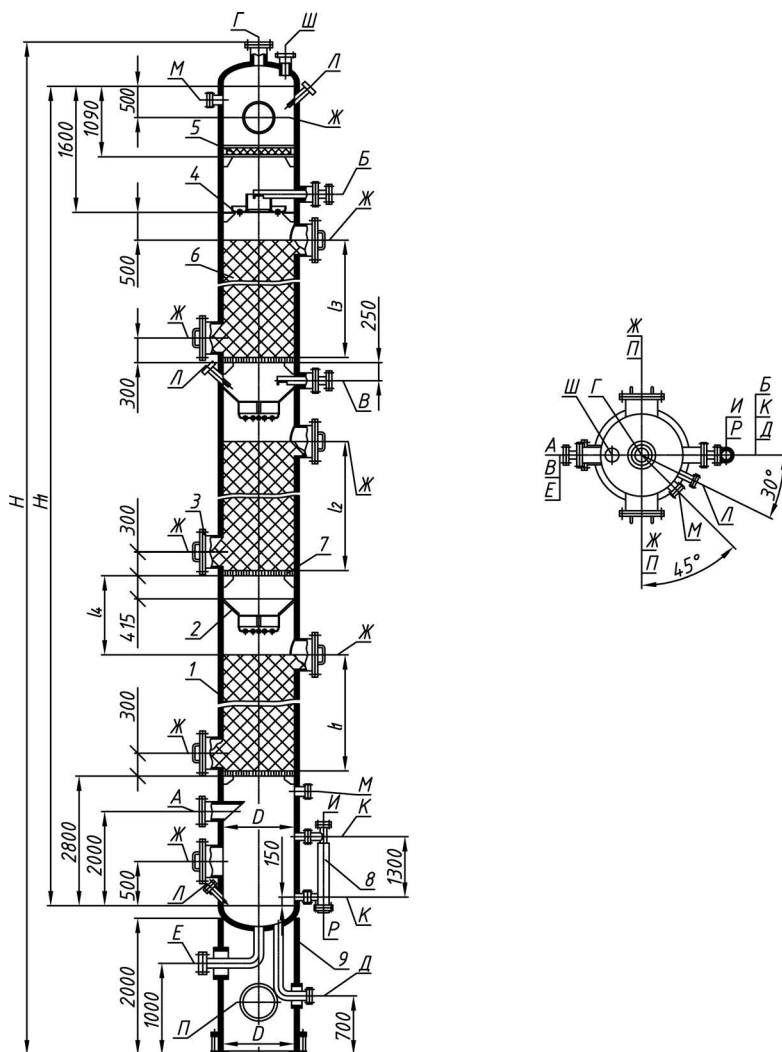


Рис. 4. Колонные аппараты с насыпной насадкой цельносварные диаметром от 1000 до 2800 мм:

- 1 – корпус; 2 – тарелка ТСН-2; 3 – люк; 4 – тарелка ТСН-3;
 5 – отбойник сетчатый; 6 – насадка; 7 – решетка опорная;
 8 – камера уровнемера; 9 – опора цилиндрическая

Таблица 9

Назначение и размеры штуцеров колонных аппаратов (к рис. 4)

Обозначение	Назначение		Количество, шт.	Условный проход D_y , мм	Условное давление P_y , МПа
	в абсорбере	в ректификационной колонне			
А*	Вход газа	Вход пара	1	—	—
Б*	Вход поглотителя	Вход флегмы	1	—	—
В*	Отсутствует	Вход питания	1	—	—
Г*	Выход газа	Выход пара	1	—	—
Д*	Отсутствует	Выход кубового остатка	1	—	—
Е*	Выход поглотителя	Выход жидкости на циркуляцию	1	—	—
Ж	Люк		см. табл. 10		
И	Для регулятора уровня		1	50	4,0
К	Для камеры уровнемера		2	50	2,5
Л	Для замера температуры		—	M20×1,5	—
М	Для замера давления		2	50	1,6
П**	Лаз		2	500	—
Р	Дренаж		1	M20×1,5	—
С	Резервный		1	50	—

* Параметры штуцеров определяются расчетом.

** Для аппаратов диаметром 1000, 1200 и 1400 мм условный проход лаза принимается 500 мм, 1600 и более – 600 мм.

Таблица 10

Основные технические данные цельносварных аппаратов с насыпной насадкой (к рис. 4)

Показатель		Значение									
Диаметр аппарата D , мм		1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800
Высота насадки, мм	1-го слоя l_1	2000; 3000; 4000; 5000; 6000; 7000; 8000									
	2-го слоя l_2										
	3-го слоя l_3										
Расстояние между слоями насадки l_4 , мм		1215		1325	1425		1545	1580			
Высота аппарата, мм		2 800 + l_1 + 2 l_4 + l_2 + l_3 + 500 + 1600 (см. рис. 4)									
H		15 000		20 000		30 000		40 000			
Диаметр люка, мм		500		600							

Таблица 11

Характеристики насадок

Тип насадки, размеры даны в мм	Удельная поверхность a , м ² /м ³	Свободный объем ε , м ³ /м ³	Диаметр эквивалентный d_3 , м
Регулярные насадки			
Деревянная хордовая (10×100), шаг в свету			
10	100	0,55	0,022
20	65	0,68	0,042
30	48	0,77	0,064
Керамические кольца Рашига			
50×50×5	110	0,735	0,027
80×80×8	80	0,72	0,036
100×100×10	60	0,72	0,048
Неупорядоченные насадки			
Керамические кольца Рашига			
10×10×1,5	440	0,7	0,006
15×15×2	330	0,7	0,009
25×25×3	200	0,74	0,015
35×35×4	140	0,78	0,022
50×50×5	90	0,785	0,035
Стальные кольца Рашига			
10×10×0,5	500	0,88	0,007
15×15×0,5	350	0,92	0,012
25×25×0,8	220	0,92	0,017
50×50×1	110	0,95	0,035
Керамические кольца Палля			
25×25×3	220	0,74	0,014
35×35×4	165	0,76	0,018
50×50×5	120	0,78	0,026
60×60×6	96	0,79	0,033
Стальные кольца Палля			
15×15×0,4	380	0,9	0,010
25×25×0,6	235	0,9	0,015
35×35×0,8	170	0,9	0,021
50×50×1,0	108	0,9	0,033
Керамические седла Берля			
12,5	460	0,68	0,006
25	260	0,69	0,011
38	165	0,7	0,017

Окончание табл. 11

Тип насадки, размеры даны в мм	Удельная поверхность a , м ² /м ³	Свободный объем ε , м ³ /м ³	Диаметр эквивалентный d_s , м
Керамические седла «Инталлокс»			
12,5	625	0,78	0,005
19	335	0,77	0,009
25	255	0,775	0,012
38	195	0,81	0,017
50	118	0,79	0,027

Таблица 12

Параметры и размеры коллачковых тарелок исполнения 1 и 2
(ОСТ 26-01-66-86)
Размеры в мм

Исполнение тарелки	Диаметр колонны, D	Свободное сечение колонны, m^2	Относительное свободное сечение тарелки, %	Относительное сечение перелива, %	Периметр слива	Диаметр коллачка, d	Количество коллачковых тарелок на тарелке, n , шт.	Высота прорези коллачка, h_k
1 (для парговых аппаратов)	400	0,13	6,2	3,3	325	60	7	
	600	0,28	9,3	4,3	460	80	13	
	800	0,51	9,2		590		24	
	1000	0,78	10,6	8,1	685		43	
	1200	1,13	11,4	8,2	825		39	
	1400	1,54	10,6	13,1	1100	100	49	
2 (для цельно-сварных аппаратов)	1600	2,01	10,9	13,4	1260		66	15; 20
	1800	2,55			1420		84	
	2000	3,14	12,4	10,0	1455		117	
	2200	3,80		10,2	1615		142	
	2400	4,52	12,3	10,6	1775		168	
	2600	5,30	11,8	13,3	2040		190	
	2800	6,16	12,5	10,8	2075		232	
	3000	7,06	12,0	12,9	2340		256	
	3200	8,04	11,1	14,9	2590		268	
	3400	9,06	14,4	12,0	2595	150	180	
	3600	10,18	11,2	13,7	2850		190	
	3800	11,33	13,1	15,3	3100		204	
	4000	12,56	13,5	14,3	3205		234	

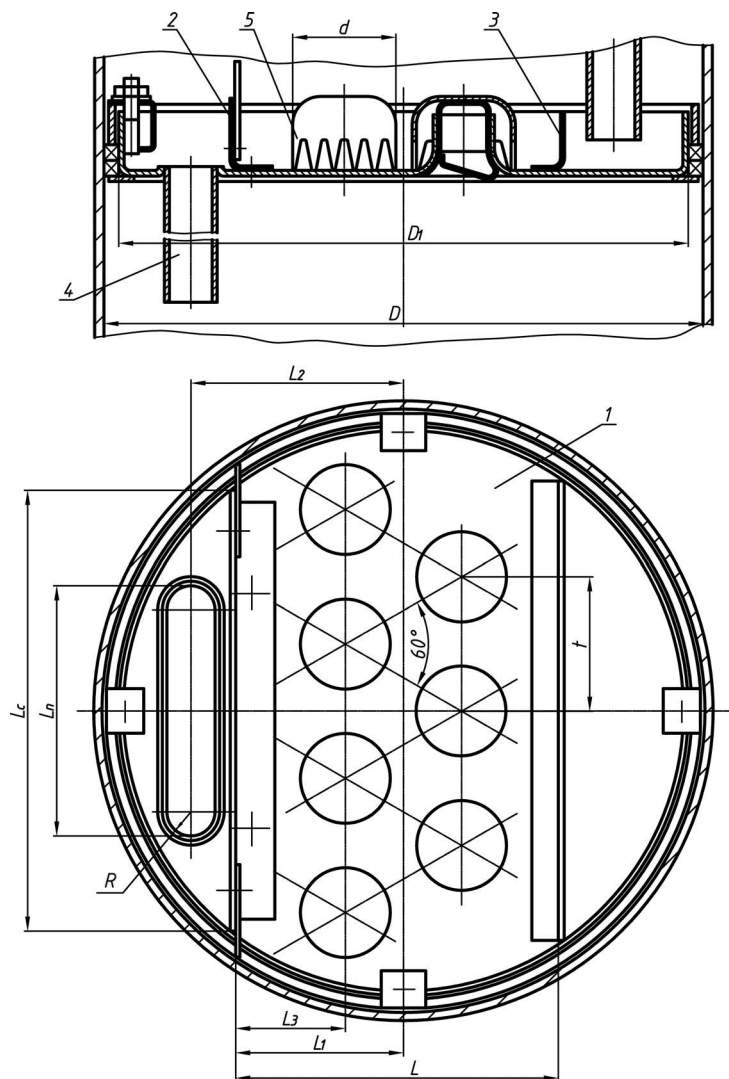


Рис. 5. Конструкция колпачковой тарелки (исполнение 1)
для царговых колонных аппаратов:

1 – основание тарелки; 2 – перегородка сливная; 3 – перегородка переливная;
4 – патрубок сливной; 5 – колпачок по ГОСТ 9634-81

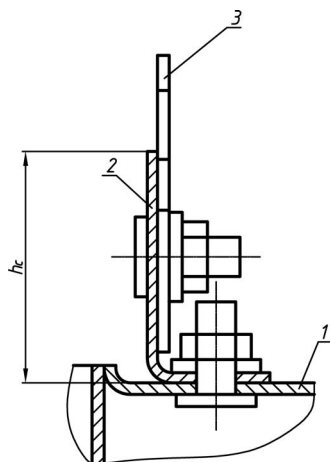


Рис. 6. Сливной порог колпачковой тарелки
для царговых колонных аппаратов:
1 – основание тарелки; 2 – перегородка сливная;
3 – щиток

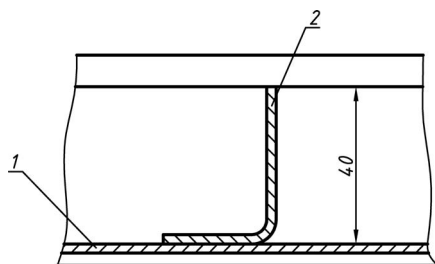


Рис. 7. Входной порог колпачковой тарелки
для царговых колонных аппаратов:
1 – основание тарелки; 2 – перегородка переливная

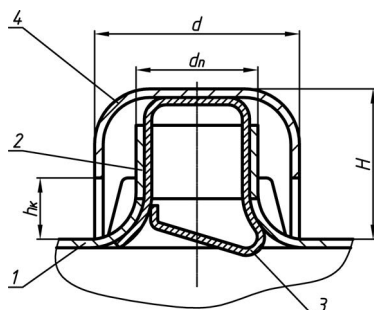


Рис. 8. Конструкция колпачка для колпачковой тарелки (исполнение 1):
 1 – основание тарелки; 2 – патрубок паровой; 3 – скоба крепежная;
 4 – колпачок по ГОСТ 9634-81

Таблица 13

Конструктивные размеры колпачковых тарелок, исполнение 1
(рис. 5–8)
Размеры в мм

Диаметр колонны, <i>D</i>	Основание тарелки						Патрубок сливной		Колпачок			Патрубок паровой, перегородка сливная	
	<i>D</i> ₁	<i>L</i>	<i>L</i> _с	<i>L</i> ₁	<i>L</i> ₂	<i>L</i> ₃	<i>L</i> _п	<i>R</i>	<i>d</i>	<i>H</i>	<i>t</i>	<i>d</i> _п	<i>h</i> _с
400	380	215	325	110	140	70	170	15	60	50	90	42	от 20 до 50
600	580	345	460	175	220	80	250	25	80	55	110	57	
800	780	485	590	250	300	110	370	30					

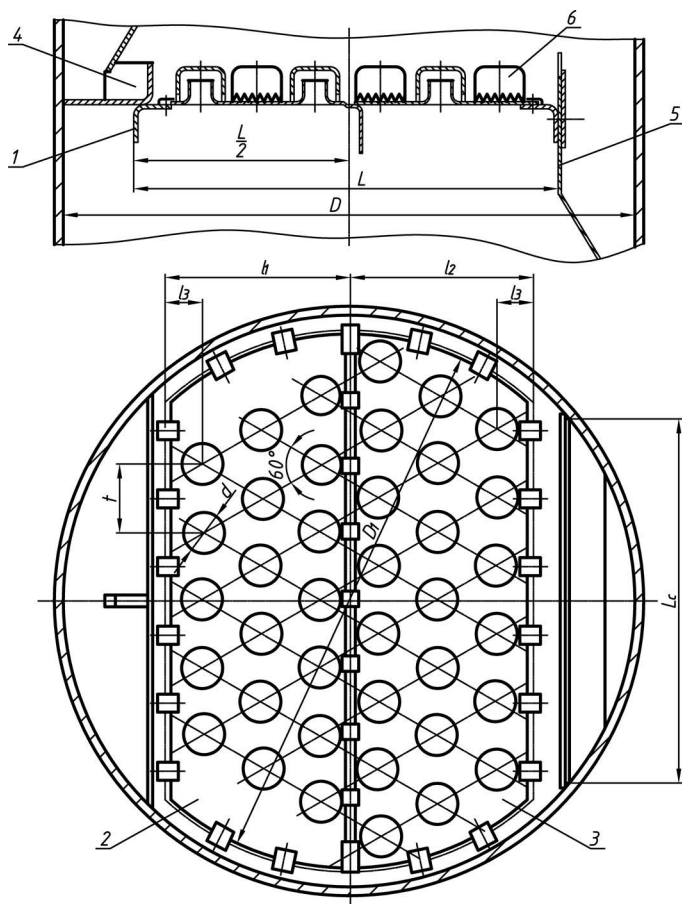


Рис. 9. Конструкция колпачковой тарелки (исполнение 2)
для цельносварных колонных аппаратов диаметром от 1000 до 2000 мм:
1 – рама опорная; 2 – секция с отгибом; 3 – секция; 4 – сегмент;
5 – лист сливной; 6 – колпачок по ГОСТ 9634-81

Примечание. Рисунок не является образцом для выполнения чертежей. Размеры и число секций тарелки определяют в соответствии с ОСТ 26-01-66-86.

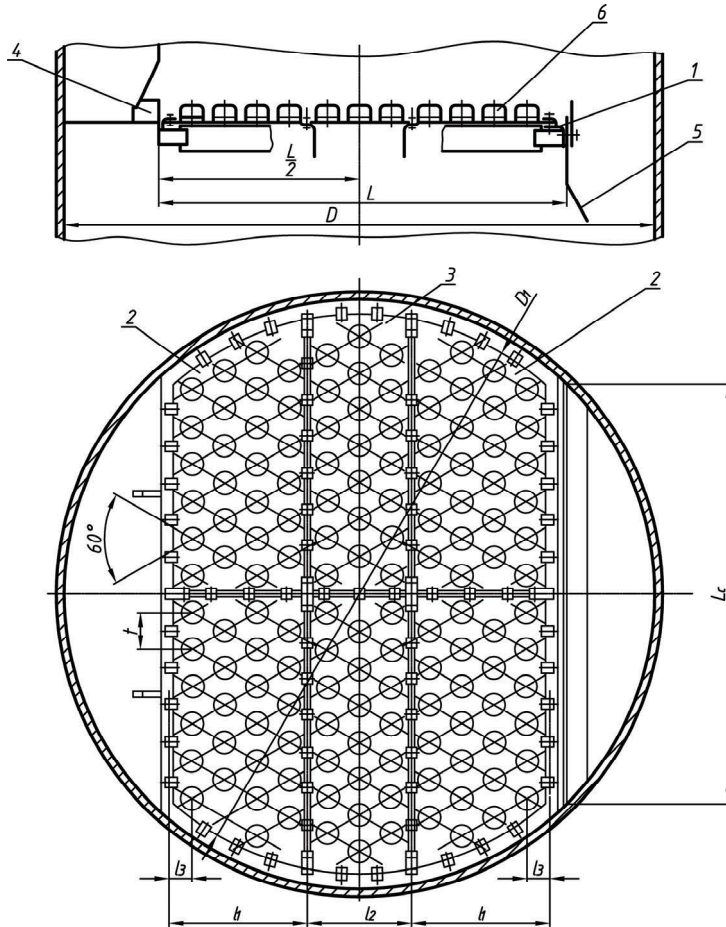


Рис. 10. Конструкция колпачковой тарелки (исполнение 2)
для цельносварных колонных аппаратов диаметром от 2200 до 4000 мм:
1 – рама опорная; 2 – секция с отгибом; 3 – секция; 4 – сегмент;
5 – лист сливной; 6 – колпачок по ГОСТ 9634-81

Примечание. Рисунок не является образцом для выполнения чертежей. Размеры и число секций тарелки определяют в соответствии с ОСТ 26-01-66-86.

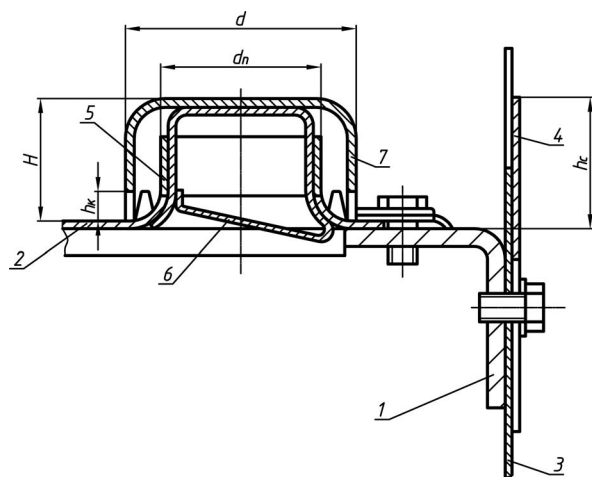


Рис. 11. Конструкция колпачка и сливного порога
для колпачковой тарелки (исполнение 2):

1 – рама опорная; 2 – секция; 3 – лист сливной; 4 – планка регулировочная;
5 – патрубок паровой; 6 – скоба крепежная; 7 – колпачок по ГОСТ 9634-81

Таблица 15

**Основные параметры и размеры ситчатых (тип 1)
и клапанных (тип 3) тарелок по ОСТ 26-01-108-85**

Диаметр колонны D , мм	Исполнение	Свободное сечение колонны, м^2	Рабочее сечение тарелки, м^2	Сечение перелива, м^2	Относительное сечение перелива, %	Длина сливной планки, L_c , мм
400	1	0,13	0,054	0,0044	3,37	302
600	1	0,28	0,165	0,012	4,30	460
800	1	0,51	0,305	0,022	4,30	592
1000	2	0,78	0,524	0,04	5,13	585
1200	2	1,13	0,735	0,06	5,31	720
	3		0,682	0,11	9,80	865
1400	2	1,54	1,034	0,08	5,25	840
	3		0,836	0,22	14,60	1130
1600	2	2,01	1,384	0,08	4,11	895
	3		1,073	0,37	18,31	1365
1800	2	2,55	1,794	0,11	4,51	1040
	3		1,234	0,55	21,60	1595
2000	2	3,14	2,242	0,16	5,20	1195
	3		1,554	0,52	16,37	1660
2200	2	3,80	2,670	0,16	4,14	1235
	3		1,840	0,66	17,50	1855
2400	2	4,52	3,024	0,30	6,69	1565
	3		2,28	0,75	16,57	2000
2600	2	5,31	3,829	0,25	4,90	1520
	3		2,496	0,78	14,70	2235
2800	2	6,15	4,478	0,26	4,20	1575
	3		3,035	1,12	18,10	2380
3000	2	7,07	5,173	0,31	4,40	1720
	3		3,533	1,42	20,10	2615
3200	2	8,04	5,907	0,38	4,70	1860
	3		3,915	1,55	19,30	2760
3400	2	9,07	6,71	0,38	4,20	1915
	3		4,662	1,59	17,50	2870

Окончание табл. 15

Диаметр колонны D , мм	Исполнение	Свободное сечение колонны, м^2	Рабочее сечение тарелки, м^2	Сечение перелива, м^2	Относительное сечение перелива, %	Длина сливной планки L_c , мм
3600	2	10,17	7,283	0,61	6,00	2250
	3		4,968	1,96	19,30	3105
3800	2	11,34	8,490	0,57	5,00	2255
	3		5,311	2,34	20,70	3335
4000	2	12,56	9,106	0,78	6,20	2530
	3		6,553	2,28	18,10	3400

Примечание. Тарелки исполнения 1 используются в царговых колонных аппаратах, исполнения 2 и 3 – в цельносварных колонных аппаратах. Тарелки исполнения 3 рекомендуется применять в абсорберах, работающих под повышенным давлением.

Таблица 16

Относительное свободное сечение ситчатых тарелок, %, по ОСТ 26-01-108-85

Диаметр колонны, D, мм	Испол- нение	Диаметр отверстия сита, мм														
		5					8									
		шаг между отверстиями сита, мм														
		11	12	13	15	17	18	16	17	18	20	22	23	25		
400	1	7,11	6,0	5,25	3,85	2,98	2,65	8,6	7,63	6,80	5,50	4,54	4,15	3,46		
600	1	9,82	8,25	7,23	5,27	4,10	3,66	11,87	10,49	9,37	7,59	6,27	5,74	4,84		
800	1	9,87	8,28	7,27	5,31	4,14	3,68	11,94	10,59	9,43	7,63	6,32	5,77	4,89		
1000	2	12,56	10,51	9,23	6,66	5,25	4,61	15,12	13,46	11,92	9,74	7,94	7,30	6,15		
1200	2	12,12	10,17	8,93	6,54	5,04	4,51	14,69	13,00	11,59	9,38	7,78	7,08	5,75		
1400	3	11,23	9,74	8,31	6,01	4,69	4,16	13,62	12,12	10,79	8,76	7,16	6,54	5,57		
	2	12,53	10,52	9,22	6,75	5,26	4,6	15,19	13,44	12,01	9,74	8,05	7,33	6,23		
1600	3	10,13	8,50	7,46	5,45	4,22	3,76	12,27	10,84	9,67	7,85	6,49	5,91	5,00		
	2	12,88	10,79	9,45	6,91	5,37	4,7	15,57	13,78	12,28	9,95	8,25	7,51	6,36		
1800	3	9,95	8,35	7,36	5,37	4,18	3,37	12,09	10,69	9,55	7,71	6,36	5,82	4,92		
	2	13,17	10,98	9,68	7,05	5,49	4,90	15,92	14,11	12,58	10,19	8,35	7,64	6,47		
2000	3	9,05	7,60	6,66	4,86	3,76	3,37	10,49	9,68	8,62	7,02	5,80	5,29	4,47		
	2	13,37	11,21	9,84	7,16	5,57	4,96	16,17	11,33	12,77	10,35	8,53	7,83	6,62		
2200	3	9,26	7,77	6,81	4,96	3,85	3,44	11,21	9,90	8,85	7,16	5,92	5,41	4,58		
	2	13,15	11,05	9,68	7,05	5,50	4,90	15,92	14,10	12,57	10,18	8,42	7,68	6,50		
2400	3	8,86	7,47	6,52	4,76	3,71	3,31	10,73	9,52	8,50	6,86	5,68	5,18	5,39		
	2	12,52	10,53	9,22	6,72	5,24	4,66	15,15	13,43	11,97	9,69	8,00	7,32	6,19		
2600	3	9,47	7,96	6,96	5,08	3,96	3,54	11,40	10,15	9,04	7,32	6,06	5,55	5,69		
	2	13,50	11,33	9,94	7,25	5,65	5,02	16,32	14,46	12,09	10,45	8,64	7,90	6,68		
	3	8,79	7,38	6,47	4,72	3,67	3,27	10,64	9,43	8,41	6,81	5,63	5,14	4,35		

Диаметр колонны, <i>D</i> , мм	Испол- нение	Диаметр отверстия сита, мм															
		5								8							
		шаг между отверстиями сита, мм															
		11	12	13	15	17	18	16	17	18	20	22	23	25			
2800	2	13,62	11,44	10,03	7,33	5,70	5,09	16,48	14,61	13,02	10,55	8,71	7,98	6,47			
	3	9,23	7,75	6,80	4,96	3,87	3,44	11,17	9,90	8,83	7,15	5,90	5,41	5,47			
3000	2	13,69	11,51	1,08	7,37	5,72	5,10	16,57	14,68	13,09	10,60	8,77	8,02	6,79			
	3	9,35	7,86	6,88	5,02	3,91	3,49	11,31	10,02	8,94	7,24	5,98	5,47	4,64			
3200	2	13,75	11,55	10,12	7,40	5,75	5,13	16,64	14,73	13,14	10,64	8,80	8,06	6,81			
	3	9,11	7,66	6,70	4,90	3,81	3,40	11,03	9,77	8,71	7,05	5,83	5,33	4,51			
3400	2	13,84	11,64	10,19	7,44	5,80	5,17	16,75	14,85	13,24	10,72	8,86	8,11	6,85			
	3	9,62	8,08	7,07	5,18	4,02	3,59	11,64	10,32	9,19	7,5	6,15	5,63	4,76			
3600	2	13,41	11,26	9,87	7,20	5,61	5,00	16,22	14,27	12,82	10,38	8,58	7,85	6,64			
	3	9,14	7,68	6,73	4,91	3,82	3,41	11,07	9,80	8,74	7,08	5,85	5,35	4,53			
3800	2	14,02	11,78	10,31	7,54	5,86	5,23	16,96	15,02	13,40	10,85	8,96	8,21	6,94			
	3	8,76	7,36	6,45	4,71	3,66	3,27	10,60	9,40	8,38	6,79	5,60	5,13	4,34			
4000	2	13,57	11,41	9,99	7,30	5,68	5,06	16,42	15,54	12,97	10,51	8,68	7,94	6,72			
	3	9,77	8,20	7,19	5,25	4,08	3,64	11,82	10,47	9,34	7,56	6,25	5,71	4,84			

Таблица 17

**Основные параметры и размеры клапанных (тип 3) тарелок
по ОСТ 26-01-108-85**

Диаметр колонны <i>D</i> , мм	Исполнение	Свободное сечение тарелки, м ²	Относительное свободное сечение тарелки, %	Число клапанов на тарелке	Число рядов клапана
400	1	0,006	4,78	5	3
600	1	0,017	5,94	14	5
800	1	0,037	7,43	31	7
1000	2	0,053	6,77	44	8
1200	2	0,088	7,79	73	11
	3	0,067	5,94	56	8
1400	2	0,122	7,95	102	14
	3	0,082	5,30	68	8
1600	2	0,155	7,70	129	15
	3	0,126	6,27	105	11
1800	2	0,223	8,78	186	18
	3	0,151	5,95	126	11
2000	2	0,292	9,28	243	21
	3	0,210	6,68	175	1
2200	2	0,307	8,08	256	22
	3	0,187	7,93	156	12
2400	2	0,346	7,65	288	22
	3	0,259	5,73	216	15
2600	2	0,475	8,97	396	28
	3	0,281	5,30	234	15
2800	2	0,528	8,59	440	29
	3	0,367	5,97	306	18
3000	2	0,629	8,91	524	32
	3	0,396	5,61	330	18
3200	2	0,746	9,28	622	35
	3	0,492	6,12	410	21

Окончание табл. 17

Диаметр колонны D , мм	Исполнение	Свободное сечение тарелки, м ²	Относительное свободное сечение тарелки, %	Число клапанов на тарелке	Число рядов клапана
3400	2	0,821	9,05	684	36
	3	0,550	6,06	458	22
3600	2	0,895	8,80	746	36
	3	0,595	5,85	496	22
3800	2	1,116	9,84	930	42
	3	0,629	5,55	524	22
4000	2	1,169	9,31	974	42
	3	0,842	6,71	702	28

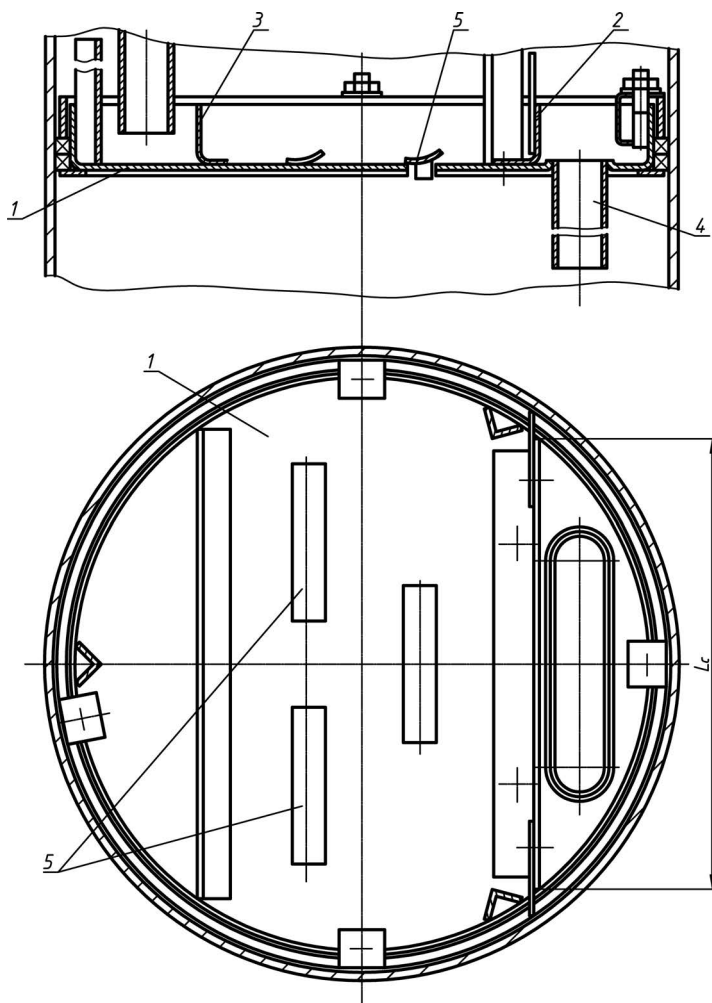


Рис. 12. Конструкция клапанной тарелки (исполнение 1)
для царговых колонных аппаратов:
1 – основание тарелки; 2 – перегородка сливная; 3 – перегородка переливная;
4 – патрубок сливной; 5 – клапан

Примечание. Конструкция ситчатой тарелки отличается от конструкции клапанной исполнением основания Поз. 1.

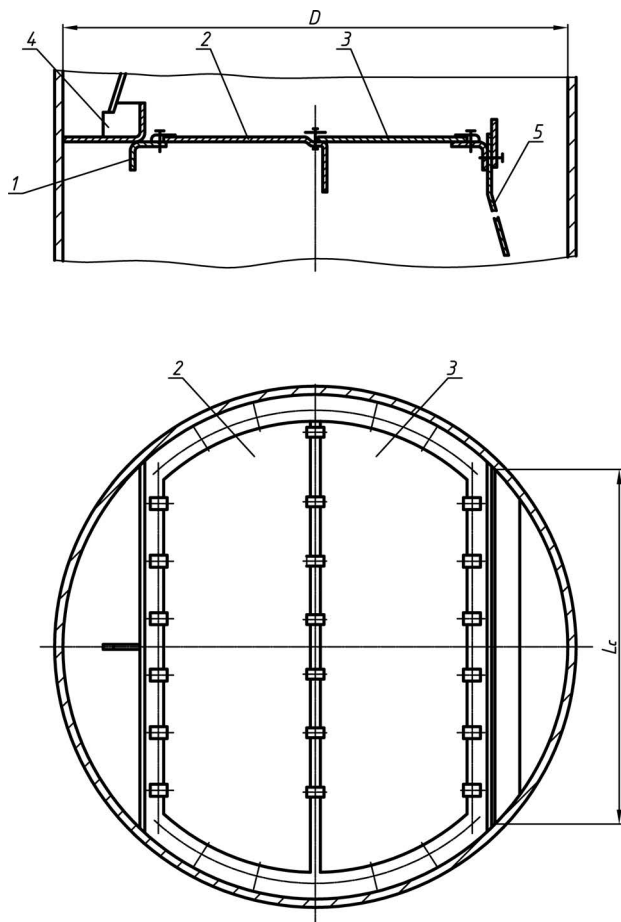


Рис. 13. Общие конструктивные элементы ситчатой и клапанной тарелок (исполнение 3) для цельноварных колонных аппаратов диаметром от 1200 до 2000 мм:

1 – рама опорная; 2 – секция с отгибом; 3 – секция;
4 – сегмент; 5 – лист сливной

Примечание. Конкретные конструктивные параметры тарелок принимают в соответствии с ОСТ 26-01-108-85.

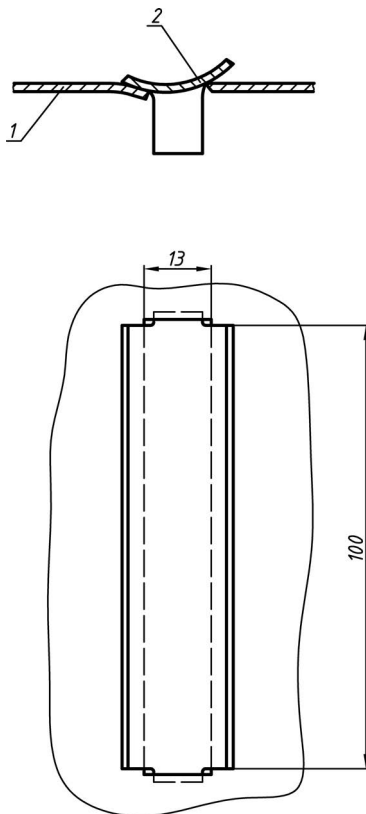


Рис. 14. Конструкция и размеры прямоугольного клапана тарелки типа 3 по ОСТ 26-01-108-85:
1 – основание тарелки; 2 – клапан

Таблица 18

**Основные параметры и размеры решетчатых тарелок
царговых колонных аппаратов по ОСТ 26-675-78**

Диаметр колонны D , мм	Свободное сечение тарелки, м^2	Относительное свободное сечение, $\text{м}^2/\text{м}^2$, при шаге щелей t , мм					
		10	12	16	20	24	32
400	0,125	0,35	0,29	0,22	0,17	0,15	–
600	0,283	0,39	0,32	0,25	0,19	0,16	0,12
800	0,503	0,41	0,34	0,26	0,21	0,17	0,13

Таблица 19

**Основные параметры и размеры решетчатых тарелок
цельносварных колонных аппаратов по ОСТ 26-02-2055-79**

Диаметр колонны D , мм	Относительное свободное сечение, m^2/m^2 , при шаге щелей t , мм							
	10	12	14	16	20	24	32	36
1000	0,26	0,22	0,19	0,15	0,13	0,11	0,08	0,07
1200	0,28	0,23	0,20	0,17	0,14	0,12	0,09	0,08
1400	0,27	0,24	0,23	0,20	0,13	0,12	0,09	0,08
1600	0,31	0,26	0,21	0,19	0,15	0,13	0,10	0,09
1800	0,28	0,23	0,20	0,17	0,14	0,12	0,09	0,08
2000	0,29	0,25	0,22	0,19	0,15	0,12	0,09	0,08
2200	0,29	0,24	0,21	0,18	0,14	0,12	0,09	0,08
2400	0,30	0,25	0,22	0,19	0,15	0,13	0,10	0,09
2600	0,32	0,26	0,22	0,20	0,16	0,13	0,10	0,09
2800	0,31	0,26	0,22	0,20	0,16	0,13	0,10	0,09
3000	0,30	0,25	0,23	0,19	0,15	0,13	0,10	0,09

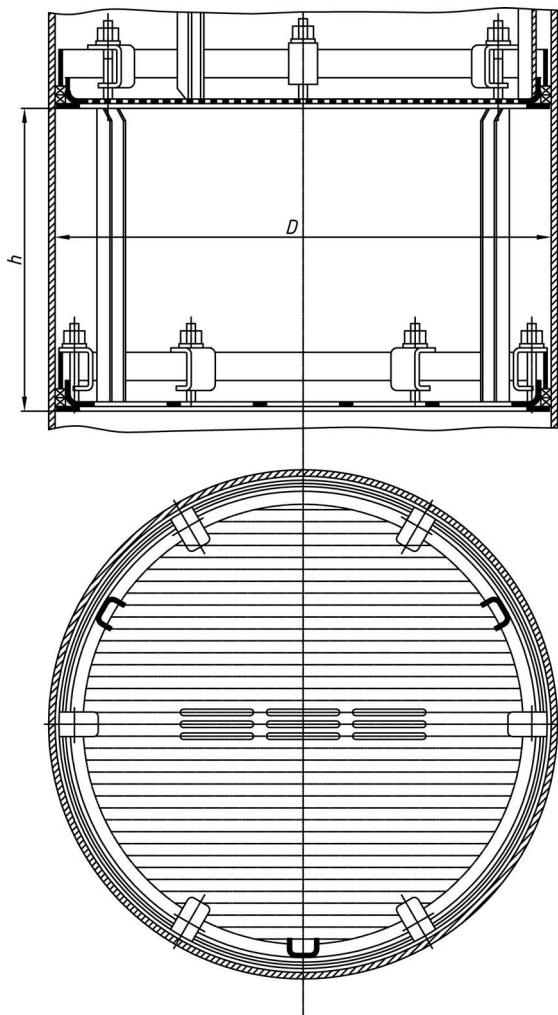


Рис. 15. Конструкция решетчатой тарелки для царговых колонных аппаратов

Примечание. Рисунок не является образцом для выполнения чертежей.

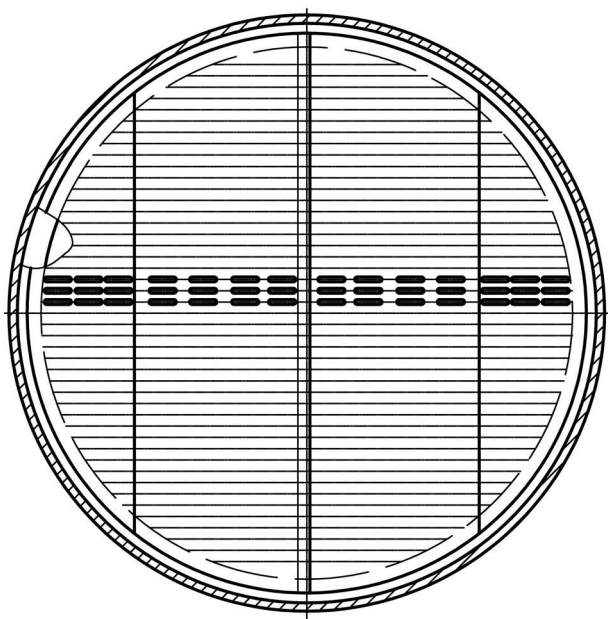
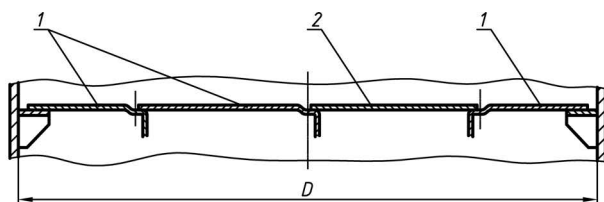


Рис. 16. Конструкция решетчатой тарелки для цельносварных колонных аппаратов диаметром 1400 и 1600 мм:
1 – секция с отгибом; 2 – секция

Примечание. Рисунок не является образцом для выполнения чертежей. Размеры и число секций тарелки определяют в соответствии с ОСТ 26-02-2055-79.

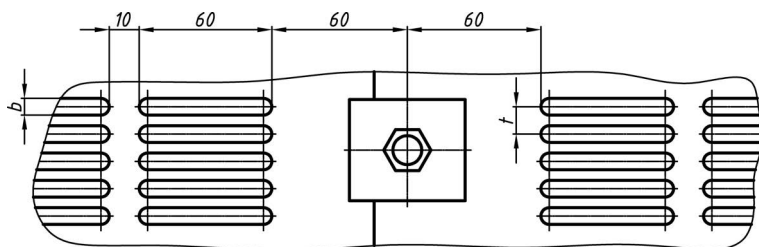


Рис. 17. Размеры и размещение щелей для решетчатых тарелок

Ширина прорезей $b = 4$ мм (легированная сталь);

Ширина прорезей $b = 6$ мм (углеродистая сталь)

ПРИЛОЖЕНИЕ В
ОБРАЗЦЫ ВЫПОЛНЕНИЯ
И ОФОРМЛЕНИЯ
РАСЧЕТОВ АБСОРБЕРОВ

ПРИЛОЖЕНИЕ В1

Пример расчета насадочного абсорбера¹

4 Расчет насадочного абсорбера

Исходные данные для расчета:

- поглощаемый компонент (абсорбат) – сероводород (H_2S);
- газ-носитель (инертная часть газовой смеси) – метан (CH_4);
- поглотитель – вода;
- температура абсорбции $t = 23^\circ\text{C}$;
- давление $P = 2,0$ МПа;
- начальное содержание сероводорода в исходной газовой смеси

$$c_{\text{гн}} = 3,1\% \text{ об.};$$

- степень поглощения $\varphi = 0,85$;
- начальное содержание сероводорода в поглотителе $\bar{C}_{\text{гн}} = 0 \text{ кг/м}^3$;
- расход исходной газовой смеси (при нормальных условиях)

$$V_{\text{см},0} = 12\,000 \text{ м}^3/\text{ч};$$

- коэффициент избытка поглотителя $\beta = 1,25$;
- тип аппарата – насадочный;
- тип насадки – нерегулярная, керамические кольца Палля, $35 \times 35 \times 4$ мм.

4.1 Определение условий равновесия

Сероводород является трудно растворимым в воде газом, поэтому для расчета равновесных составов фаз используем уравнение закона Генри:

¹ Примечания

1. Оформление примеров расчета соответствует требованиям СТП БГТУ 001-2010 за исключением:

- на заглавном листе отсутствует основная надпись форма 2а;
- размеры полей отличаются от требуемых по стандарту.

2. Конкретные номера источников при ссылках на них не указаны. Вместо номера источника в квадратных скобках проставлен символ «*». Например, «по справочнику [*]...».

3. В пояснительных записках курсовых проектов раздел «Расчет абсорбера» идет под порядковым номером 4, нумерация подразделов, пунктов, подпунктов, рисунков, таблиц, формул приведена к номеру раздела 4.

4. Курсивом выделены заглавия элементов текста, в которых представлены варианты расчета отдельных параметров процесса с использованием альтернативных методов и приемов.

$$x^* = \frac{P}{E} y, \quad (4.1)$$

где x^* – равновесная молярная доля H_2S в растворе, $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль раствора}}$;

P – давление в абсорбере, Па;

E – константа растворимости, Па;

y – молярная доля H_2S в газовой смеси, $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$;

Значение E для системы вода – сероводород при температуре абсорбции $t = 23^\circ\text{C}$ [*] $E = 3,950 \cdot 10^5$ мм рт. ст. = $5,266 \cdot 10^7$ Па.

Для газовых смесей объемная концентрация компонента численно равна его молярной доле. Поэтому молярная доля H_2S в исходной газовой смеси $y_n = 0,031 \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$.

Для расчетов материального баланса абсорбера необходимо построить линию равновесия в координатах $Y = f(X^*)$, где Y – относительная молярная доля абсорбата в смеси, $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль метана}}$; X^* – равновесная относительная молярная доля абсорбата в растворе, $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль воды}}$.

На первом этапе для этого с использованием уравнения закона Генри (4.1) определим равновесные составы газовой и жидкой фаз для системы вода – сероводород в пределах изменения содержания H_2S в газовой смеси от $y_0 = 0$ до $y' = 0,035 \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$, т. е. при y' несколько большем, чем y_n . При этом разобьем интервал от y_0 до y' на n отрезков одинаковой длины. Длина отрезка $\delta_y, \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$, вычисляется по формуле

$$\delta_y = \frac{y' - y_0}{n}. \quad (4.2)$$

Принимаем число отрезков $n = 7$. Длина отрезка равна

$$\delta_y = \frac{0,035 - 0}{7} = 0,005 \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}.$$

Для значения $y_1 = y_0 + \delta_y = 0,005 \frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$ равновесная молярная доля H_2S в жидкой фазе x_1^* , $\frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль раствора}}$, определяется по формуле

$$x_1^* = \frac{P}{E} y_1. \quad (4.3)$$

$$x_1^* = \frac{2,0 \cdot 10^6}{5,266 \cdot 10^7} 0,005 = 1,899 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль раствора}}.$$

Пересчитаем значения абсолютных молярных долей H_2S в газовой и жидкой фазах в относительные по формулам:

$$Y = \frac{y}{1-y}; \quad (4.4)$$

$$X^* = \frac{x^*}{1-x^*}. \quad (4.5)$$

Значениям y_1 и x_1^* соответствуют Y_1 и X_1^* , величины которых рассчитаны ниже:

$$Y_1 = \frac{0,005}{1-0,005} = 5,025 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль метана}};$$

$$X_1^* = \frac{1,899 \cdot 10^{-4}}{1-1,899 \cdot 10^{-4}} = 1,899 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль воды}}.$$

Производим расчеты по формулам (4.3)–(4.5) для всех значений y до y' включительно, результаты расчетов сводим в таблицу 4.1.

Таблица 4.1 – К построению равновесной линии

$y,$ $\frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$	$x^*,$ $\frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль раствора}}$	$Y,$ $\frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль метана}}$	$X^*,$ $\frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль воды}}$
$y_1 = 0,005$	$1,899 \cdot 10^{-4}$	$5,025 \cdot 10^{-3}$	$1,899 \cdot 10^{-4}$
$y_2 = 0,010$	$3,798 \cdot 10^{-4}$	0,0101	$3,799 \cdot 10^{-4}$
$y_3 = 0,015$	$5,697 \cdot 10^{-4}$	0,01523	$5,700 \cdot 10^{-4}$

Окончание таблицы 4.1

$y,$ $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$	$x^*,$ $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль раствора}}$	$Y,$ $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль метана}}$	$X^*,$ $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль воды}}$
$y_4 = 0,020$	$7,596 \cdot 10^{-4}$	0,02041	$7,602 \cdot 10^{-4}$
$y_5 = 0,025$	$9,495 \cdot 10^{-4}$	0,02564	$9,504 \cdot 10^{-4}$
$y_6 = 0,030$	$1,139 \cdot 10^{-3}$	0,03093	$1,141 \cdot 10^{-3}$
$y' = 0,035$	$1,393 \cdot 10^{-3}$	0,03627	$1,331 \cdot 10^{-3}$

По данным, представленным в указанной таблице, строим линию равновесия в системе координат X – Y (см. рисунок 4.1).

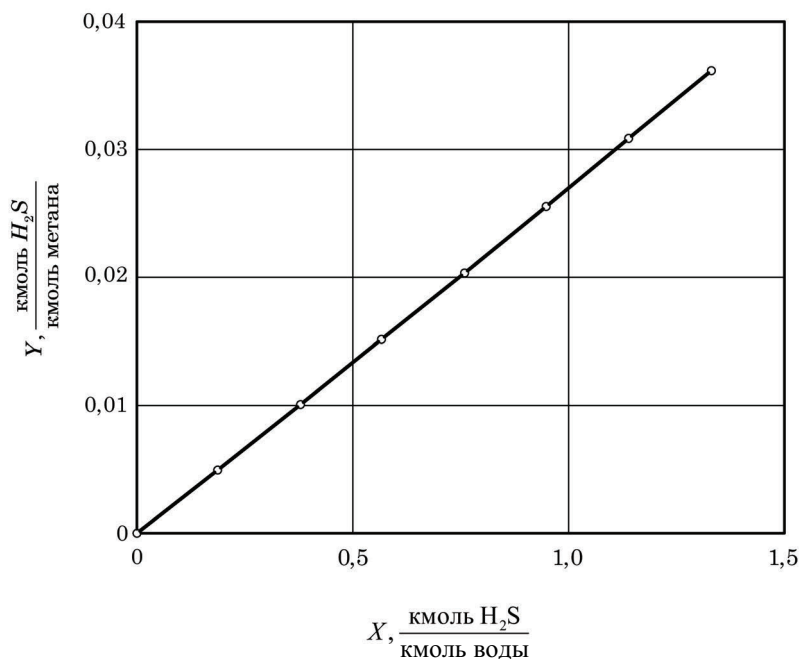


Рисунок 4.1 – Равновесная линия процесса абсорбции H_2S водой при давлении $P = 2$ МПа и температуре $t = 23^\circ\text{C}$

4.2 Материальный баланс

4.2.1 Расходы газовой смеси, абсорбата и инертного газа

По заданию объемный расход исходной газовой смеси при нормальных условиях $V_{\text{см},0} = 12\,000 \text{ м}^3/\text{ч} = 3,333 \text{ м}^3/\text{с}$.

Молярный расход исходной газовой смеси $G_{\text{см},\text{н}}$, кмоль/с, вычисляется по формуле

$$G_{\text{см},\text{н}} = \frac{V_{\text{см},0}}{22,4}. \quad (4.6)$$

$$G_{\text{см},\text{н}} = \frac{3,333}{22,4} = 0,1488 \text{ кмоль/с}.$$

Молярный расход инертного газа (метана) G , кмоль/с, определяем, используя зависимость

$$G = G_{\text{см},\text{н}} (1 - y_{\text{н}}). \quad (4.7)$$

$$G = 0,1488(1 - 0,031) = 0,1442 \text{ кмоль/с}.$$

Относительная молярная доля абсорбата в газовой смеси на выходе из абсорбера (очищенной смеси) $Y_{\text{к}}$, $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль метана}}$:

$$Y_{\text{к}} = Y_{\text{н}} (1 - \varphi), \quad (4.8)$$

где φ – степень извлечения абсорбата;

$Y_{\text{н}}$ – относительная молярная доля абсорбата в газовой смеси на входе в абсорбер (исходной газовой смеси), $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль метана}}$.

По заданию $\varphi = 0,85$. Значение $Y_{\text{н}}$ определим по формуле

$$Y_{\text{н}} = \frac{y_{\text{н}}}{1 - y_{\text{н}}}. \quad (4.9)$$

$$Y_{\text{н}} = \frac{0,031}{1 - 0,031} = 0,03199 \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль метана}}.$$

$$Y_{\text{к}} = 0,03199(1 - 0,85) = 4,799 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль метана}}.$$

Молярный расход абсорбата, поглощаемого в абсорбере, M , кмоль/с:

$$M = G(Y_n - Y_k). \quad (4.10)$$

$$M = 0,1442(0,03199 - 4,799 \cdot 10^{-3}) = 3,921 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/с.}$$

Для дальнейших расчетов вычислим молярную долю H_2S для газовой смеси, покидающей абсорбер y_k , $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль смеси}}$:

$$y_k = \frac{Y_k}{1 + Y_k}. \quad (4.11)$$

$$y_k = \frac{4,799 \cdot 10^{-3}}{1 + 4,799 \cdot 10^{-3}} = 4,776 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль смеси}}.$$

4.2.2 Минимальный расход поглотителя

Минимальный молярный расход поглотителя $L_{\min}$, кмоль/с, определяем из условия минимально возможной средней движущей силы процесса. Обычно это условие выполняется, если содержание абсорбата в отработанном поглотителе соответствует равновесному. При этом

$$L_{\min} = \frac{M}{X_k^* - X_n}, \quad (4.12)$$

где X_k^* – равновесная относительная молярная доля абсорбата в отработанном поглотителе, $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль воды}}$;

X_n – относительная молярная доля абсорбата в поглотителе на входе в абсорбер (в свежем поглотителе), $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль воды}}$.

Значение X_k^* определим расчетным путем, предварительно вычислив равновесную молярную долю абсорбата в растворе на выходе из абсорбера x_k^* , $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль раствора}}$:

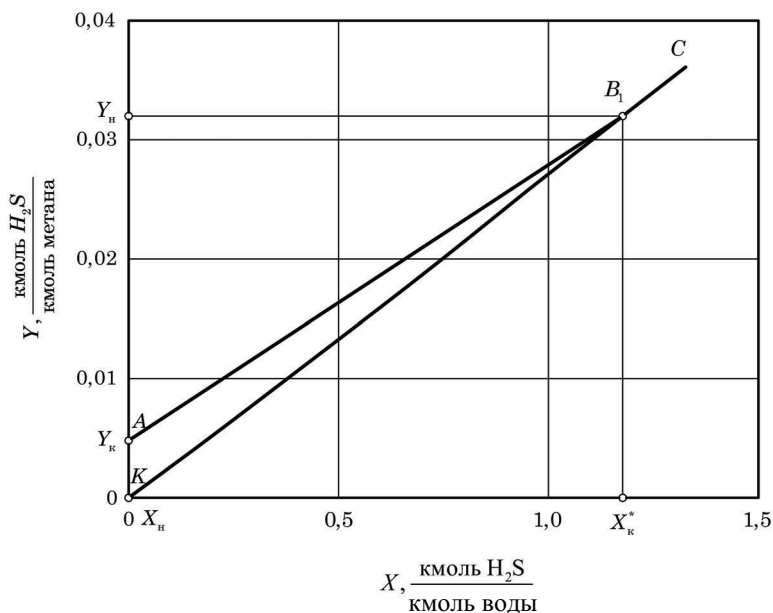
$$x_k^* = \frac{P}{E} y_n. \quad (4.13)$$

$$x_k^* = \frac{2,0 \cdot 10^6}{5,266 \cdot 10^7} 0,031 = 1,177 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль раствора}}.$$

Отсюда при использовании формулы (4.5)

$$X_k^* = \frac{1,177 \cdot 10^{-3}}{1 - 1,177 \cdot 10^{-3}} = 1,179 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль воды}}.$$

Проверим применимость формулы (4.12) графическим методом. На X - Y -диаграмме с выполненной на ней равновесной линией $Y = f(X^*)$ наносим точки $A(X_n; Y_k)$ и $B_1(X_k^*; Y_n)$ и соединяем их отрезком прямой (см. рисунок 4.2). Отрезок AB_1 – рабочая линия абсорбции, соответствующая $L_{\min}$ при условии достижения равновесного состава отработанного поглотителя. Отрезок AB_1 не пересекает линию равновесия, следовательно, формула (4.12) применима.



KC – линия равновесия; AB_1 – рабочая линия при $L_{\min}$

Рисунок 4.2 – X - Y -диаграмма процесса абсорбции H_2S водой при $P = 2,0 \text{ МПа}$, $t = 23^\circ \text{C}$

По заданию свежим поглотителем является чистая вода, поэтому $x_n = X_n = 0$. Тогда минимальный расход поглотителя

$$L_{\min} = \frac{3,921 \cdot 10^{-3}}{1,179 \cdot 10^{-3} - 0} = 3,326 \text{ кмоль/с.}$$

4.2.3 Рабочий расход поглотителя. Рабочая линия

Рабочий молярный расход поглотителя L , кмоль/с, рассчитывают по формуле

$$L = \beta \cdot L_{\min}. \quad (4.14)$$

По заданию $\beta = 1,25$, тогда рабочий расход поглотителя

$$L = 1,25 \cdot 3,326 = 4,158 \text{ кмоль/с.}$$

Молярный расход свежего поглотителя $L_{\text{н}} = L = 4,158$ кмоль/с, так как $X_{\text{н}} = 0$.

Молярный расход отработанного поглотителя $L_{\text{к}}$, кмоль/с:

$$L_{\text{к}} = L(1 + X_{\text{к}}), \quad (4.15)$$

где $X_{\text{к}}$ – относительная молярная доля абсорбата в отработанном поглотителе, $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль воды}}$.

Значение $X_{\text{к}}$ рассчитывается по зависимости

$$X_{\text{к}} = X_{\text{н}} + \frac{M}{L}. \quad (4.16)$$

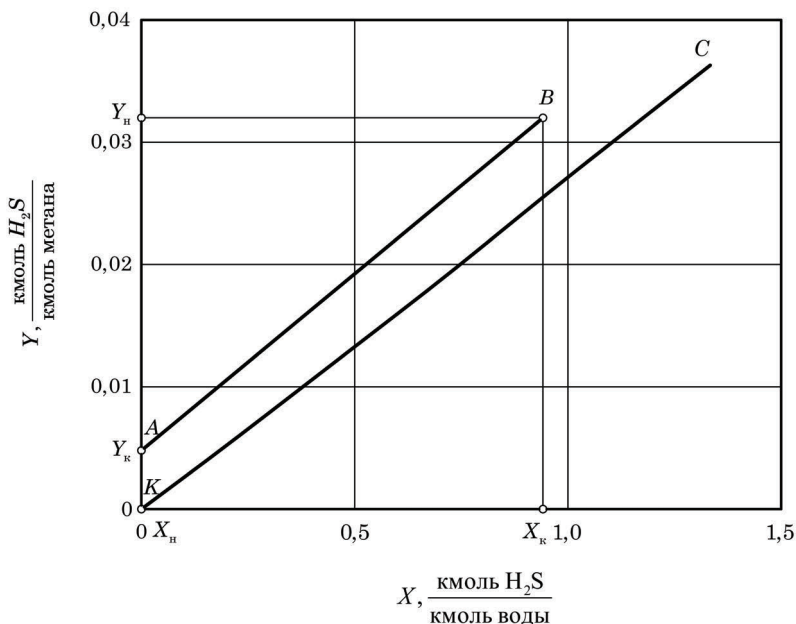
Так как $X_{\text{н}} = 0$, то формула (4.16) приобретает вид

$$X_{\text{к}} = \frac{M}{L}. \quad (4.17)$$

$$X_{\text{к}} = \frac{3,921 \cdot 10^{-3}}{4,158} = 9,430 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль воды}}.$$

$$L_{\text{к}} = 4,158(1 + 9,430 \cdot 10^{-4}) = 4,162 \text{ кмоль/с.}$$

На X – Y -диаграмме с выполненной на ней равновесной линией $Y = f(X^*)$ наносим точки $A(X_{\text{н}}; Y_{\text{к}})$ и $B(X_{\text{к}}; Y_{\text{н}})$ и соединяем их отрезком прямой (см. рисунок 4.3). Отрезок AB – рабочая линия абсорбции при заданных условиях проведения процесса.



KC – линия равновесия; AB – рабочая линия
 Рисунок 4.3 – X – Y -диаграмма процесса абсорбции H_2S водой при $P = 2,0$ МПа, $t = 23^\circ C$

4.2.4 Массовые и объемные расходы фаз через абсорбер

Массовые расходы фаз рассчитывают по уравнениям:

$$\bar{G}_x = L_x M_x; \quad (4.18)$$

$$\bar{G}_y = G_y M_y, \quad (4.19)$$

где $\bar{G}_x$ и $\bar{G}_y$ – массовые расходы жидкой и газовой фаз соответственно, кг/с;
 L_x и G_y – молярные расходы жидкой и газовой фаз соответственно, кмоль/с;
 M_x и M_y – молярные массы жидкой и газовой фаз соответственно, кг/кмоль.

Определим конечную массовую долю H_2S в отработанном поглотителе $\bar{x}_k$, $\frac{\text{кг } H_2S}{\text{кг раствора}}$, по формуле

$$\bar{x}_k = \frac{M_A X_k}{M_A X_k + M_C}, \quad (4.20)$$

где M_A – молярная масса H_2S , кг/кмоль;
 M_C – молярная масса воды, кг/кмоль.
 $M_A = 34,1$ кг/кмоль; $M_C = 18$ кг/кмоль [*].

$$\bar{x}_k = \frac{34,1 \cdot 9,430 \cdot 10^{-4}}{34,1 \cdot 9,430 \cdot 10^{-4} + 18} = 1,783 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг } H_2S}{\text{кг раствора}}$$

Так как $\bar{x}_k < 0,05 \frac{\text{кг } H_2S}{\text{кг раствора}}$, то массовый расход жидкой фазы через абсорбер можно определить приближенно по зависимости

$$\bar{G}_x = L M_C. \quad (4.21)$$

$$\bar{G}_x = 4,158 \cdot 18 = 74,85 \text{ кг/с.}$$

При содержании абсорбата в исходной газовой смеси до 10% об. при расчетах гидродинамических и кинетических характеристик абсорбера рекомендуется принять $\bar{G}_y = \bar{G}_{yn}$, где $\bar{G}_{yn}$ – массовый расход газовой смеси на входе ее в абсорбер, кг/с.

Массовый расход газовой смеси на входе ее в абсорбер определим по формуле

$$\bar{G}_{yn} = G_{см.н} M_{yn}, \quad (4.22)$$

где M_{yn} – молярная масса исходной газовой смеси, кг/кмоль.

Молярную массу исходной газовой смеси рассчитываем с использованием формулы

$$M_{yn} = M_A y_n + M_B (1 - y_n), \quad (4.23)$$

где M_B – молярная масса метана, кг/кмоль.

$M_B = 16$ кг/кмоль [*].

$$M_{yn} = 34,1 \cdot 0,031 + 16(1 - 0,031) = 16,56 \text{ кг/кмоль.}$$

$$\bar{G}_y = \bar{G}_{yn} = 0,1488 \cdot 16,56 = 2,464 \text{ кг/с.}$$

Объемные расходы фаз, необходимые для дальнейших расчетов гидродинамических и кинетических характеристик абсорбера, определяем по следующим зависимостям:

$$V_x = \frac{\bar{G}_x}{\rho_x}; \quad (4.24)$$

$$V_y = \frac{\bar{G}_y}{\rho_y}, \quad (4.25)$$

где V_x и V_y – объемные расходы жидкой и газовой фаз соответственно, м³/с;
 ρ_x и ρ_y – плотности жидкой и газовой фаз соответственно, кг/м³.

Так как содержание H₂S в растворе мало и не превышает 0,05 $\frac{\text{кг H}_2\text{S}}{\text{кг раствора}}$, принимаем плотность жидкой фазы равной плотности поглотителя – воды. При $t = 23^\circ\text{C}$ $\rho_x = 997,8 \text{ кг/м}^3$ [*].

$$V_x = \frac{74,85}{997,8} = 7,501 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Так как содержание H₂S в исходной газовой смеси превышает 0,03 $\frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$, плотность газовой фазы принимаем как среднюю по высоте абсорбера $\rho_y = \rho_{\text{уср}}$, где $\rho_{\text{уср}}$ – средняя по высоте абсорбера плотность газовой фазы (смеси), кг/м³. Значение $\rho_{\text{уср}}$ вычисляем по формуле

$$\rho_{\text{уср}} = 0,5(\rho_{\text{yn}} + \rho_{\text{ук}}), \quad (4.26)$$

где ρ_{yn} и $\rho_{\text{ук}}$ – плотность газовой смеси на входе и на выходе ее из абсорбера соответственно, кг/м³.

ρ_{yn} и $\rho_{\text{ук}}$ рассчитываем с использованием уравнения Менделеева – Клапейрона:

$$\rho_{\text{yn}} = \frac{M_{\text{yn}}}{22,4} \frac{T_0 P}{(T_0 + t) P_0}; \quad (4.27)$$

$$\rho_{\text{ук}} = \frac{M_{\text{ук}}}{22,4} \frac{T_0 P}{(T_0 + t) P_0}, \quad (4.28)$$

где $M_{\text{ук}}$ – молярная масса газовой смеси на выходе из абсорбера, кг/кмоль;
 $T_0 = 273,15 \text{ K}$ – нормальная термодинамическая температура;
 $P_0 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$ – нормальное барометрическое давление.

Молярную массу газовой смеси на выходе из абсорбера рассчитываем по формуле

$$M_{\text{ук}} = M_A y_K + M_B (1 - y_K). \quad (4.29)$$

$$M_{\text{ук}} = 34,1 \cdot 4,776 \cdot 10^{-3} + 16(1 - 4,776 \cdot 10^{-3}) = 16,09 \text{ кг/кмоль.}$$

$$\rho_{\text{ун}} = \frac{16,56}{22,4} \frac{273,15 \cdot 2 \cdot 10^6}{(273,15 + t) \cdot 1,013 \cdot 10^5} = 13,46 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho_{\text{ук}} = \frac{16,09}{22,4} \frac{273,15 \cdot 2 \cdot 10^6}{(273,15 + t) \cdot 1,013 \cdot 10^5} = 13,08 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho_y = \rho_{\text{уср}} = 0,5(13,46 + 13,08) = 13,27 \text{ кг/м}^3.$$

$$V_y = \frac{2,464}{13,27} = 0,1857 \text{ м}^3/\text{с}.$$

4.2.5 Проверка применимости насадочного абсорбера

Определяем соотношение объемных расходов жидкой и газовой фаз по абсорберу $\frac{V_x}{V_y}$, м³/м³:

$$\frac{V_x}{V_y} = \frac{7,501 \cdot 10^{-2}}{0,1857} = 0,4039 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Полученное значение превышает минимальное рекомендуемое для насадочных аппаратов (0,005 м³/м³), следовательно, насадочный аппарат применим [*].

4.3 Расчет рабочей скорости и диаметра абсорбера

Расчетный диаметр абсорбера D_p , м, определяем по формуле

$$D_p = \sqrt{\frac{4V_y}{\pi w_p}}, \quad (4.30)$$

где w_p – расчетная рабочая скорость газовой фазы в абсорбере, м/с.

Для абсорберов с неупорядоченной насадкой, работающих под избыточным давлением, превышающим 0,1 МПа, – из условия достижения максимальной эффективности, w_p рекомендуется принимать в пределах

от $0,7w_3$ до $0,9w_3$, где w_3 – скорость захлебывания (предельно допустимая), м/с. Принимаем $w_p = 0,8w_3$.

4.3.1 Расчет скорости захлебывания

Скорость захлебывания рассчитываем, используя зависимость

$$\lg \left[\frac{w_3^2 a \rho_y}{g \varepsilon^3 \rho_x} (1000 \mu_x)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,125}, \quad (4.31)$$

где a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;

ε – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

μ_x – динамическая вязкость жидкой фазы в абсорбере, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

A и B – коэффициенты.

Перепишем формулу (4.31) в удобном для расчетов виде

$$w_3 = \sqrt{\frac{10^{A1}}{B1}}, \quad (4.32)$$

где $A1 = A - B \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,125}$;

$$B1 = \frac{a \rho_y}{g \varepsilon^3 \rho_x} (1000 \mu_x)^{0,16}.$$

Для нерегулярной насадки – керамические кольца Палля $35 \times 35 \times 4$ [*]:

– удельная поверхность $a = 165 \text{ м}^2/\text{м}^3$;

– свободный объем $\varepsilon = 0,76 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

– коэффициент $A = -0,49$;

– коэффициент $B = 1,04$.

Ускорение свободного падения $g = 9,81 \text{ м}/\text{с}^2$.

Ввиду низкого содержания абсорбата в растворе ($X_k \approx x_k$), что заметно меньше $0,05 \frac{\text{кмоль Н}_2\text{S}}{\text{кмоль раствора}}$, динамическую вязкость жидкой фазы

принимаем равной динамической вязкости чистой воды при рабочей температуре $\mu_x = \mu_c$, где μ_c – динамическая вязкость воды при рабочей температуре, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

При температуре $t = 23^\circ\text{C}$ $\mu_x = 9,327 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$ [*].

$$A1 = -0,49 - 1,04 \left(\frac{74,85}{2,464} \right)^{0,25} \left(\frac{13,27}{997,8} \right)^{0,125} = -1,913;$$

$$B1 = \frac{165 \cdot 13,27}{9,81 \cdot 0,76^3 \cdot 997,8} (1000 \cdot 9,327 \cdot 10^{-4})^{0,16} = 0,5039.$$

$$w_3 = \sqrt{\frac{10^{-1,913}}{0,5039}} = 0,1558 \text{ м/с}.$$

4.3.2 Расчетная рабочая скорость газовой фазы

Расчетная рабочая скорость газовой фазы

$$w_p = 0,8 \cdot 0,1558 = 0,1246 \text{ м/с}.$$

4.3.3 Расчетный и стандартный диаметры аппарата

Расчетный диаметр абсорбера

$$D_p = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1857}{3,14 \cdot 0,1246}} = 1,337 \text{ м}.$$

Из стандартного ряда нормализованных насадочных абсорберов выбираем ближайший больший диаметр абсорбера $D = 1,4 \text{ м}$.

4.3.4 Проверка на пропускную способность аппарата по жидкости

Так как соотношение расходов жидкой и газовой фаз $\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} = \frac{74,85}{2,464} = 30,37 > 20 \text{ кг/кг}$, проверим аппарат на пропускную способность по жидкости. Для этого рассчитаем значение плотности орошения $U, \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, по формуле

$$U = \frac{4V_x}{\pi D^2}. \quad (4.33)$$

$$U = \frac{4 \cdot 0,075}{3,14 \cdot 1,4^2} = 0,04873 < 0,07 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Условие $U < 0,07 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$ выполняется, поэтому принятый аппарат применим.

Так как $0,8 \text{ м} < D < 2,8 \text{ м}$, для проведения процесса абсорбции требуется один аппарат цельносварного исполнения.

4.3.5 Действительная скорость газовой фазы в абсорбере

Действительную скорость газовой фазы на полное сечение аппарата w_y , м/с, рассчитываем по формуле

$$w_y = w_p \left(\frac{D_p}{D} \right)^2. \quad (4.34)$$

$$w_y = 0,1246 \left(\frac{1,337}{1,4} \right)^2 = 0,1206 \text{ м/с}.$$

4.4 Расчет высоты абсорбера

4.4.1 Определение расчетной высоты слоя насадки

Расчетная высота слоя насадки в абсорбере $H_{\text{нр}}$, м, может быть определена по формуле

$$H_{\text{нр}} = h_{\text{оу}} n_{\text{оу}}. \quad (4.35)$$

где $h_{\text{оу}}$ – высота единицы переноса (ВЕП) по газовой фазе, м;

$n_{\text{оу}}$ – общее число единиц переноса (ЧЕП) по газовой фазе.

4.4.1.1 Расчет высоты единицы переноса по газовой фазе

Значение $h_{\text{оу}}$ рассчитывают по зависимости

$$h_{\text{оу}} = h_y + \frac{h_x}{A}, \quad (4.36)$$

где h_y и h_x – частные высоты единиц переноса в газовой и жидкой фазах соответственно, м;

A – абсорбционный фактор.

Частную ВЕП в газовой фазе для абсорберов с насадкой, засыпанной внавал, рекомендуется рассчитывать по критериальному уравнению [*]:

$$h_y = 0,615d_s \operatorname{Re}_y^{0,345} \left(\operatorname{Pr}'_y \right)^{0,67}, \quad (4.37)$$

где d_s – эквивалентный диаметр насадки, м;

Re_y – критерий Рейнольдса для газовой фазы;

Pr'_y – диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы.

Для нерегулярной насадки керамические кольца Палля $35 \times 35 \times 4$ значение $d_s = 0,018$ м [*].

Критерий Рейнольдса для газовой фазы определяем по формуле

$$\operatorname{Re}_y = \frac{w_y d_s \rho_y}{\varepsilon \mu_y}, \quad (4.38)$$

где μ_y – динамическая вязкость газовой фазы, Па · с.

Для определения μ_y рассчитаем среднее содержание абсорбата в газовой смеси $y_{\text{ср}}$, $\frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$, по формуле

$$y_{\text{ср}} = 0,5(y_{\text{н}} + y_{\text{к}}). \quad (4.39)$$

$$y_{\text{ср}} = 0,5(0,031 + 4,776 \cdot 10^{-3}) = 0,01789 \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}.$$

Так как $y_{\text{ср}} < 0,03 \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$, значение μ_y принимаем равным динамической вязкости метана.

При температуре $t = 23^\circ\text{C}$ $\mu_y = 1,105 \cdot 10^{-5}$ Па · с [*].

$$\operatorname{Re}_y = \frac{0,1206 \cdot 0,018 \cdot 13,27}{0,76 \cdot 1,105 \cdot 10^{-5}} = 3432.$$

Число Прандтля Pr'_y рассчитываем по формуле

$$\operatorname{Pr}'_y = \frac{\mu_y}{D_y \rho_y}, \quad (4.40)$$

где D_y – коэффициент молекулярной диффузии H_2S в метане при рабочих давлении и температуре, $\text{м}^2/\text{с}$.

Расчет D_y ведем по зависимости, предложенной Джиллилендом:

$$D_y = \frac{4,35 \cdot 10^{-2} (T_0 + t)^{1,5}}{P \left(v_A^{0,333} + v_B^{0,333} \right)^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{0,5}, \quad (4.41)$$

где v_A и v_B – мольные объемы H_2S и метана в жидком состоянии при нормальных температурах их кипения соответственно, $см^3/моль$.

$$v_A = 32,9 \text{ см}^3/моль, v_B = 29,6 \text{ см}^3/моль [*].$$

$$D_y = \frac{4,35 \cdot 10^{-2} (273,15 + 23)^{1,5}}{2,0 \cdot 10^6 (32,9^{0,333} + 29,6^{0,333})^2 \left(\frac{1}{34,1} + \frac{1}{16} \right)^{0,5}} = 7,768 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/с.$$

$$Pr'_y = \frac{1,105 \cdot 10^{-5}}{7,768 \cdot 10^{-7} \cdot 13,27} = 1,072.$$

$$h_y = 0,615 \cdot 0,018 \cdot 3432^{0,345} \cdot 1,072^{0,67} = 0,1924 \text{ м}.$$

Частную ВЕП в жидкой фазе для абсорберов с насадкой, засыпанной внавал, рекомендуется рассчитывать по критериальному уравнению [*]:

$$h_x = 119 \delta_{np} Re_x^{0,25} (Pr'_x)^{0,5}, \quad (4.42)$$

где δ_{np} – приведенная толщина пленки жидкости на насадке, м;

Re_x – критерий Рейнольдса для жидкой фазы;

Pr'_x – диффузионный критерий Прандтля для жидкой фазы.

Значение δ_{np} рассчитываем по формуле

$$\delta_{np} = \left(\frac{\mu_x^2}{\rho_x^2 g} \right)^{0,333}. \quad (4.43)$$

$$\delta_{np} = \left(\frac{(9,327 \cdot 10^{-4})^2}{997,8^2 \cdot 9,81} \right)^{0,333} = 4,511 \cdot 10^{-5} \text{ м}.$$

Критерий Рейнольдса для жидкой фазы определяем по формуле

$$Re_x = \frac{4U\rho_x}{a\mu_x}. \quad (4.44)$$

$$Re_x = \frac{4 \cdot 0,04873 \cdot 997,8}{165 \cdot 9,327 \cdot 10^{-4}} = 1264.$$

Число Прандтля Pr'_x рассчитываем по формуле

$$Pr'_x = \frac{\mu_x}{D_x \rho_x}, \quad (4.45)$$

где D_x – коэффициент молекулярной диффузии H_2S в воде при рабочей температуре, m^2/c .

Значение коэффициента молекулярной диффузии для системы сероводород – вода при $20^\circ C$ $D_{x20} = 1,6 \cdot 10^{-9} m^2/c$ [*]. Пересчет этого значения на рабочую температуру в абсорбере проводим по формуле

$$D_x = D_{x20} \left[1 + 6,32(T_0 + t - 293) \frac{\mu_{x20}^{0,5}}{\rho_{x20}^{0,333}} \right], \quad (4.46)$$

где μ_{x20} – динамическая вязкость поглотителя (воды) при температуре $20^\circ C$, $Pa \cdot c$;

ρ_{x20} – плотность поглотителя (воды) при температуре $20^\circ C$, kg/m^3 .

При температуре $t = 20^\circ C$: $\mu_{x20} = 1,002 \cdot 10^{-3} Pa \cdot c$, $\rho_{x20} = 998,5 kg/m^3$ [*].

$$D_x = 1,6 \cdot 10^{-9} \left[1 + 6,32(273,15 + 23 - 293) \frac{(1,002 \cdot 10^{-3})^{0,5}}{998,5^{0,333}} \right] =$$

$$= 1,701 \cdot 10^{-9} m^2/c.$$

$$Pr'_x = \frac{9,327 \cdot 10^{-4}}{1,701 \cdot 10^{-9} \cdot 997,8} = 549,5$$

$$h_x = 119 \cdot 4,511 \cdot 10^{-5} \cdot 1264^{0,25} \cdot 549,5^{0,5} = 0,7503 m.$$

Величину A вычисляем по зависимости

$$A = \frac{L}{Gm}, \quad (4.47)$$

где m – коэффициент распределения вещества по фазам.

При описании условий равновесия с использованием закона Генри коэффициент распределения вещества по фазам m определяем по формуле

$$m = \frac{E}{P}. \quad (4.48)$$

$$m = \frac{5,266 \cdot 10^7}{2,0 \cdot 10^6} = 26,33.$$

Тогда значение абсорбционного фактора

$$A = \frac{4,158}{0,1442 \cdot 26,33} = 1,095.$$

Общая ВЕП по газовой фазе

$$h_{oy} = 0,1924 + \frac{0,7503}{1,095} = 0,8774 \text{ м.} \quad (4.49)$$

4.4.1.2 Расчет общего числа единиц переноса по газовой фазе

Значение общего числа единиц переноса по газовой фазе n_{oy} рассчитываем по формуле [*]

$$n_{oy} = \frac{Y_n - Y_k}{\Delta y_{cp}}, \quad (4.50)$$

где Δy_{cp} – средняя движущая сила массопередачи по газовой фазе, $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль смеси}}$.

Содержания абсорбата в газовой и жидкой фазах невелики, равновесные и рабочие линии процесса незначительно отклоняются по своей форме от отрезков прямых. Поэтому Δy_{cp} рассчитываем через значения концевых движущих сил. Концевые движущие силы по газовой фазе – их величины на входе газовой фазы в абсорбер Δy_n , $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль смеси}}$, и на выходе газовой фазы

из абсорбера Δy_k , $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль смеси}}$, вычисляем следующим образом:

$$\Delta y_n = y_n - y_n^*; \quad (4.51)$$

$$\Delta y_k = y_k - y_k^*, \quad (4.52)$$

где y_n^* – молярная доля абсорбата в газовой смеси, равновесной с отработанным поглотителем, $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль смеси}}$;

y_k^* – молярная доля абсорбата в газовой смеси, равновесной со свежим поглотителем, $\frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль смеси}}$.

Значения y_n^* и y_k^* определим аналитически с использованием закона Генри по следующим формулам:

$$y_n^* = mx_k; \quad (4.53)$$

$$y_k^* = mx_n. \quad (4.54)$$

$$y_n^* = 26,33 \cdot 9,421 \cdot 10^{-4} = 0,02481 \frac{\text{кмоль } H_2S}{\text{кмоль смеси}};$$

$$y_k^* = 26,33 \cdot 0 = 0 \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}.$$

$$\Delta y_n = 0,031 - 0,02481 = 6,194 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}};$$

$$\Delta y_k = 4,776 \cdot 10^{-3} - 0 = 4,776 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}.$$

Отношение полученных концевых движущих сил

$$\frac{\Delta y_n}{\Delta y_k} = \frac{6,194 \cdot 10^{-3}}{4,776 \cdot 10^{-3}} = 1,297.$$

Так как $0,5 < \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k} < 2$, то величину Δy_{cp} рассчитываем по формуле

$$\Delta y_{cp} = 0,5(\Delta y_n + \Delta y_k). \quad (4.55)$$

$$\Delta y_{cp} = 0,5(6,194 \cdot 10^{-3} + 4,776 \cdot 10^{-3}) = 5,485 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } \text{H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}.$$

По формуле (4.50)

$$n_{oy} = \frac{0,03199 - 4,799 \cdot 10^{-3}}{5,485 \cdot 10^{-3}} = 4,958.$$

Расчетная высота слоя насадки в абсорбере по формуле (4.35)

$$H_{np} = 0,8774 \cdot 4,958 = 4,350 \text{ м.}$$

4.4.2 Расчет высоты контактной части абсорбера

Предельно допустимая высота одного слоя насадки l_{cl}^* , м [*]:

$$l_{cl}^* = 4D. \quad (4.56)$$

$$l_{cl}^* = 4 \cdot 1,4 = 5,6 \text{ м.}$$

Так как $H_{np} < l_{cl}^*$, принимаем один слой насадки в абсорбере.

Для цельносварных насадочных абсорберов диаметром от 1,0 до 2,8 м ближайшая нормализованная высота слоя насадки $l_{cl} = 5$ м (принята с запасом).

Для абсорбера с одним слоем насадки высоту контактной части его $H_{\text{кч}}$, м, рассчитываем по формуле

$$H_{\text{кч}} = l_{\text{сл}} + l_{\text{т}} + l_0, \quad (4.57)$$

где $l_{\text{т}}$ – расстояние от верхней поверхности слоя насадки до распределительной тарелки, м;

l_0 – высота опорной решетки под насадку, м.

По рекомендациям [4], $l_{\text{т}} = 0,5$ м, $l_0 = 0,05$ м.

$$H_{\text{кч}} = 5 + 0,5 + 0,05 = 5,55 \text{ м.}$$

4.4.3 Расчет габаритной высоты абсорбера

Габаритную высоту насадочного абсорбера цельносварного исполнения (см. рисунок 4.4) рассчитываем по формуле

$$H = H_{\text{кч}} + H_{\text{кц}} + H_{\text{сц}} + H_{\text{д}} + H_{\text{о}} + h_{\text{шт}} + l_{\text{шв}}, \quad (4.58)$$

где $H_{\text{кч}}$ и $H_{\text{сц}}$ – высоты обечаек (цилиндрических участков) кубовой и сепарационной частей корпуса абсорбера соответственно, м;

$H_{\text{д}}$ – высота эллиптического днища (крышки корпуса) абсорбера, м;

$H_{\text{о}}$ – высота цилиндрической опоры, м;

$h_{\text{шт}}$ – высота штуцера для выхода газовой смеси, м;

$l_{\text{шв}}$ – расстояние между плоскостями расположения сварных швов соединения днища с обечайкой корпуса и опоры с днищем, м.

Для цельносварных насадочных колонных аппаратов диаметром от 1,0 до 2,8 м [4]: $H_{\text{кч}} = 2,8$ м; $H_{\text{сц}} = 1,6$ м; $H_{\text{о}} = 2,0$ м; $h_{\text{шт}} = 0,2$ м; $l_{\text{шв}} = 0,08$ м.

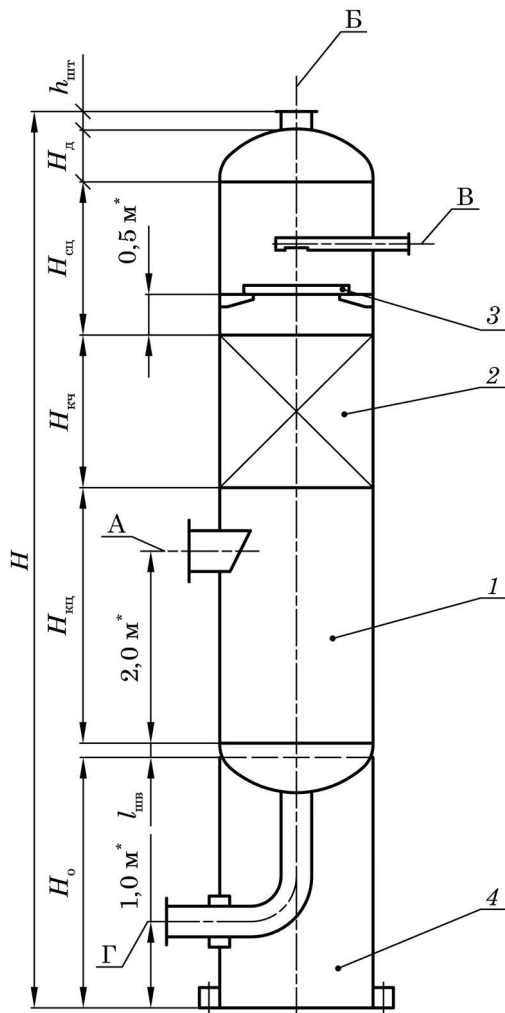
Высоту эллиптического днища с отбортовкой $H_{\text{д}}$, м, рассчитываем по формуле

$$H_{\text{д}} = 0,25D + 0,04. \quad (4.59)$$

$$H_{\text{д}} = 0,25 \cdot 1,4 + 0,04 = 0,39 \text{ м.}$$

$$H = 5,55 + 2,8 + 1,6 + 0,39 + 2,0 + 0,2 + 0,08 = 12,62 \text{ м.}$$

Максимально допустимая габаритная высота стандартизированного цельносварного насадочного колонного аппарата при $D = 1,4$ м составляет 15 м [4]. Рассчитанная габаритная высота не превышает предельного значения. Необходимость в установке нескольких последовательно соединенных абсорберов отсутствует.



1 – корпус; 2 – насадка; 3 – тарелка распределительная; 4 – цилиндрическая опора. Штуцера: А – входа газовой смеси; Б – выхода очищенной газовой смеси; В – входа свежего поглотителя; Г – выхода отработанного поглотителя

Рисунок 4.4 – Схема к расчету габаритной высоты насадочного абсорбера цельносварного исполнения

4.5 Гидравлическое сопротивление абсорбера

4.5.1 Гидравлическое сопротивление сухого абсорбера

Гидравлическое сопротивление сухого (неорошаемого) абсорбера $\Delta P_{\text{сух}}$, Па, рассчитываем по формуле

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda \frac{H_{\text{н}}}{d_y} \frac{\rho_y w_y^2}{2\varepsilon^2}, \quad (4.60)$$

где λ – обобщенный коэффициент трения;

$H_{\text{н}}$ – общая высота насадки в абсорбере, м.

Для насадок, засыпанных внавал, для расчета λ используем формулы Жаворонкова [*]. При $Re_y = 3432 > 40$

$$\lambda = \frac{16}{Re_y^{0,2}}. \quad (4.61)$$

$$\lambda = \frac{16}{3432^{0,2}} = 3,141.$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,15 \frac{5}{0,018} \frac{13,27 \cdot 0,1206^2}{2 \cdot 0,76^2} = 145,6 \text{ Па}.$$

4.5.2 Гидравлическое сопротивление орошаемого абсорбера

Гидравлическое сопротивление орошаемого насадочного абсорбера $\Delta P_{\text{ор}}$, Па, определяется по зависимости

$$\Delta P_{\text{ор}} = A \cdot \Delta P_{\text{сух}}, \quad (4.62)$$

где A – коэффициент.

Значение коэффициента A рассчитываем по формулам Кафарова [*]. Для выбора расчетной зависимости определяем фактор Φ следующим образом:

$$\Phi = \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right) \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,2}. \quad (4.63)$$

$$\Phi = \left(\frac{74,85}{2,464} \right)^{1,8} \left(\frac{13,27}{997,8} \right) \left(\frac{9,327 \cdot 10^{-4}}{1,105 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,2} = 15,05.$$

Так как $\Phi > 0,5$, значение A рассчитываем по формуле

$$A = 1 + 10 \left(\frac{\bar{G}_x}{\bar{G}_y} \right)^{0,945} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,525} \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,105}. \quad (4.64)$$

$$A = 1 + 10 \left(\frac{74,85}{2,464} \right)^{0,945} \left(\frac{13,27}{997,8} \right)^{0,525} \left(\frac{9,327 \cdot 10^{-4}}{1,105 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,105} = 42,52.$$

$$\Delta P_{\text{оп}} = 42,52 \cdot 145,6 = 6201 \text{ Па}.$$

4.6 Расчет штуцеров абсорбера

Основными технологическими штуцерами абсорбера (см. рисунок 4.4) являются:

- для входа исходной газовой смеси штуцер А;
- выхода очищенной газовой смеси штуцер Б;
- входа свежего поглотителя штуцер В;
- выхода отработанного поглотителя штуцер Г.

4.6.1 Штуцера для входа исходной и выхода очищенной газовой смеси

Так как содержание абсорбата в газовой смеси мало, то отличием объемных расходов очищенной и исходной газовых смесей, обусловленным изменением состава и давления, пренебрегаем. Расчетные диаметры штуцеров для входа исходной и выхода очищенной газовых смесей $d_{\text{шт.АБ}}$, м, определяем по формуле

$$d_{\text{шт.АБ}} = \sqrt{\frac{4V_y}{\pi w_{\text{рек.АБ}}}}, \quad (4.65)$$

где $w_{\text{рек.АБ}}$ – рекомендуемая скорость газовой смеси в штуцере, м/с.

Так как абсорбер работает под абсолютным давлением выше 0,2 МПа, $w_{\text{рек.АБ}}$ рассчитываем по зависимости

$$w_{\text{рек.АБ}} = \frac{F_{S.\text{рек}}}{\sqrt{\rho_y}}, \quad (4.66)$$

где $F_{S.\text{рек}}$ – рекомендуемое значение F -фактора газового потока в штуцере, $\text{Па}^{0,5}$.

Принимаем $F_{S, \text{рек}} = 10 \text{ Па}^{0,5}$, так как его значение рекомендуют принимать в пределах от 7 до 12 $\text{Па}^{0,5}$.

$$w_{\text{рек.АБ}} = \frac{10}{\sqrt{13,27}} = 2,745 \text{ м/с.}$$

$$d_{\text{ш.АБ}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1857}{3,14 \cdot 2,745}} = 0,2935 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцеров для входа и выхода газовой смеси $d_{y, \text{АБ}} = 300 \text{ мм}$.

4.6.2 Штуцер для входа свежего поглотителя

Так как содержание H_2S в отработанном поглотителе невелико, объемные расходы свежего и отработанного поглотителя отличаются незначительно. Принимаем эти расходы равными V_x . Расчетный диаметр штуцера для входа свежего поглотителя $d_{\text{ш.В}}$, м, определим по формуле

$$d_{\text{ш.В}} = \sqrt{\frac{4V_x}{\pi w_{\text{рек.В}}}}, \quad (4.67)$$

где $w_{\text{рек.В}}$ – рекомендуемая скорость поглотителя в штуцере, м/с.

Принимаем $w_{\text{рек.В}} = 2,0 \text{ м/с}$, так как для маловязких жидкостей, к которым относится вода (поглотитель), движущихся в напорных трубопроводах и штуцерах, рекомендуемая скорость находится в пределах от 1,0 до 2,5 м/с.

$$d_{\text{ш.В}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,07501}{3,14 \cdot 2,0}} = 0,2185 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для входа свежего поглотителя $d_{y, \text{В}} = 250 \text{ мм}$.

4.6.3 Штуцер для выхода отработанного поглотителя

Рекомендуемая скорость движения маловязкой жидкости через штуцера из аппаратов и сосудов, находящихся под избыточным давлением выше 30 кПа, лежит в пределах от 1,0 до 2,5 м/с. Для штуцера выхода поглотителя принимаем $w_{\text{рек.Г}} = 1,5 \text{ м/с}$.

Расчетный диаметр данного штуцера $d_{ш.Г}$, м,

$$d_{ш.Г} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,07501}{3,14 \cdot 1,5}} = 0,2523 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для выхода отработанного поглотителя $d_{ш.Г} = 300$ мм.

4.4.1 Определение расчетной высоты слоя насадки через основное уравнение массопередачи

Расчетная высота слоя насадки в абсорбере H_{np} , м, может быть определена по формуле

$$H_{np} = \frac{4V_n}{\pi D^2}, \quad (a)$$

где V_n – расчетный объем насадки, загружаемой в абсорбер, m^3 ;

D – диаметр абсорбера, м.

Расчетный объем насадки, загружаемой в абсорбер V_n , m^3 , определяем по формуле

$$V_n = \frac{F_n}{a}, \quad (б)$$

где F_n – расчетная поверхность насадки, m^2 ;

a – удельная поверхность насадки, m^2/m^3 .

Расчетная поверхность насадки F_n , m^2 , связана с активной поверхностью зависимостью

$$F_n = \frac{F}{\psi_e}, \quad (в)$$

где F – активная поверхность насадки, m^2 ;

ψ_e – доля активной поверхности насадки.

Активную поверхность насадки F , m^2 , необходимую для осуществления процесса в насадочном абсорбере, рассчитаем с использованием основного уравнения массопередачи

$$F = \frac{M}{K_y \Delta y_{cp}}, \quad (г)$$

где M – расход поглощаемого компонента (сероводорода), $кмоль/с$;

K_y – коэффициент массопередачи по газовой фазе, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$;

$\Delta y_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила массопередачи по газовой фазе, $\frac{\text{кмоль H}_2\text{S}}{\text{кмоль смеси}}$.

Значение коэффициента массопередачи по газовой фазе K_y , $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, рассчитываем по формуле

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (\text{д})$$

где m – коэффициент распределения вещества по фазам;

β_y – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$;

β_x – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_y , $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, рассчитываем следующим образом:

$$\beta_y = \frac{\text{Nu}'_y D_y}{d_3}, \quad (\text{е})$$

где Nu'_y – число Нуссельта газовой фазы;

D_y – коэффициент молекулярной диффузии H_2S в метане при рабочих давлении и температуре, $\text{м}^2/\text{с}$;

d_3 – эквивалентный диаметр насадки, м.

Число Нуссельта газовой фазы в абсорберах с неупорядоченной насадкой рассчитываем по зависимости

$$\text{Nu}'_y = 0,407 \frac{\rho_y}{M_y} \text{Re}_y^{0,655} (\text{Pr}'_y)^{0,33}, \quad (\text{ж})$$

где ρ_y – плотность газовой фазы, $\text{кг}/\text{м}^3$;

M_y – молярная масса газовой фазы, $\text{кг}/\text{кмоль}$;

Re_y – критерий Рейнольдса для газовой фазы;

Pr'_y – диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы.

$$Nu'_y = 0,407 \frac{13,27}{16,32} 3432^{0,655} 1,072^{0,33} = 75,98.$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе по формуле (е)

$$\beta_y = \frac{75,98 \cdot 7,768 \cdot 10^{-7}}{0,018} = 3,279 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x , $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, рассчитываем следующим образом:

$$\beta_x = \frac{Nu'_x D_x}{\delta_{\text{пр}}}, \quad (\text{и})$$

где Nu'_x – число Нуссельта жидкой фазы;

D_x – коэффициент молекулярной диффузии H_2S в воде при рабочей температуре, $\text{м}^2/\text{с}$;

$\delta_{\text{пр}}$ – приведенная толщина пленки жидкости на насадке, м.

Число Нуссельта жидкой фазы в абсорберах с неупорядоченной насадкой рассчитываем по зависимости

$$Nu'_x = 0,0021 \frac{\rho_x}{M_x} Re_x^{0,75} (Pr'_x)^{0,5}, \quad (\text{к})$$

где ρ_x – плотность жидкой фазы, $\text{кг}/\text{м}^3$;

M_x – молярная масса жидкой фазы, $\text{кг}/\text{кмоль}$;

Re_x – критерий Рейнольдса для жидкой фазы;

Pr'_x – диффузионный критерий Прандтля для жидкой фазы.

$$Nu'_x = 0,0021 \frac{997,8}{18} 1264^{0,75} 549,5^{0,5} = 578,4.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе по формуле (и)

$$\beta_x = \frac{578,4 \cdot 1,701 \cdot 10^{-9}}{4,511 \cdot 10^{-5}} = 0,02181 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Коэффициент массопередачи по газовой фазе по формуле (д)

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{3,279 \cdot 10^{-3}} + \frac{26,33}{0,02181}} = 6,613 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Активная поверхность насадки по формуле (г)

$$F = \frac{3,921 \cdot 10^{-3}}{6,613 \cdot 10^{-4} 5,485 \cdot 10^{-3}} = 1081 \text{ м}^2.$$

Для расчета доли активной поверхности насадки определим минимальную плотность орошения $U_{\min}$, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, по формуле

$$U_{\min} = a q_{\text{эф}}, \quad (\text{л})$$

где $q_{\text{эф}}$ – эффективная линейная плотность орошения, $\text{м}^2/\text{с}$.

По рекомендациям Морриса и Джексона [*] принимаем $q_{\text{эф}} = 2,2 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$.

$$U_{\min} = 165 \cdot 2,2 \cdot 10^{-5} = 3,63 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

$$U = 0,04873 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Так как $U_{\min} < U$, то расчет ψ_e не проводят, а принимают от 0,90 до 0,95. Принимаем $\psi_e = 0,95$.

Расчетная поверхность насадки по формуле (в)

$$F_{\text{н}} = \frac{1081}{0,95} = 1138 \text{ м}^2.$$

Расчетный объем насадки по формуле (б)

$$V_{\text{н}} = \frac{1140}{165} = 6,896 \text{ м}^3.$$

Расчетная высота слоя насадки по формуле (а)

$$H_{\text{нр}} = \frac{4 \cdot 6,896}{3,14 \cdot 1,4^2} = 4,48 \text{ м}.$$

ПРИЛОЖЕНИЕ В2

Пример расчета тарельчатого абсорбера²

4 Расчет тарельчатого абсорбера

Исходные данные для расчета:

- поглощаемый компонент (абсорбат) – диоксид серы (SO_2);
- газ-носитель (инертная часть газовой смеси) – воздух;
- поглотитель – вода;
- температура абсорбции $t = 20^\circ\text{C}$;
- давление $P = 0,15$ МПа;
- начальное содержание диоксида серы в исходной газовой смеси $c_{\text{гн}} = 1,4$ % об.;
- степень поглощения $\varphi = 0,94$;
- начальное содержание диоксида серы в поглотителе $\bar{C}_{\text{ли}} = 0$ кг/м³;
- расход исходной газовой смеси (при нормальных условиях) $V_{\text{см.0}} = 1800$ м³/ч = $0,5$ м³/с;
- коэффициент избытка поглотителя $\beta = 1,2$;
- тип аппарата – тарельчатый;
- тип тарелок – колпачковые.

4.1 Определение условий равновесия

Для газовых смесей объемная концентрация компонента численно равна его молярной доле. Следовательно, молярная доля SO_2 в исходной газовой смеси $y_{\text{н}} = 0,014 \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$.

² Примечания

1. Оформление примеров расчета соответствует требованиям СТП БГТУ 001-2010 за исключением:

- на заглавном листе отсутствует основная надпись форма 2а;
- размеры полей отличаются от требуемых по стандарту.

2. Конкретные номера источников при ссылках на них не указаны. Вместо номера источника в квадратных скобках проставлен символ «*». Например, «по справочнику [*]...».

3. В пояснительных записках курсовых проектов раздел «Расчет абсорбера» идет под порядковым номером 4, нумерация подразделов, пунктов, подпунктов, рисунков, таблиц, формул приведена к номеру раздела 4.

4. Курсивом выделены заглавия элементов текста, в которых представлены варианты расчета отдельных параметров процесса с использованием альтернативных методов и приемов.

Диоксид серы (SO_2) является хорошо растворимым в воде газом, поэтому для определения равновесных составов фаз используем экспериментальные данные из приложения [*]. Эти данные для $t = 20^\circ\text{C}$ представлены в таблице 4.1 в виде зависимости парциального давления SO_2 в газовой смеси в состоянии равновесия P_{SO_2} , мм рт. ст., от содержания его в растворе $\bar{X}$, $\frac{\text{кг абсорбата}}{\text{кг воды}}$.

Таблица 4.1 – Парциальное давление SO_2 над его водным раствором в условиях равновесия при $t = 20^\circ\text{C}$

$\bar{X} \cdot 10^3, \frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг воды}}$	$P_{\text{SO}_2}, \text{мм рт. ст.}$
0,05	0,017
0,1	0,065
0,2	0,225
0,3	0,451
0,5	1,04
0,8	2,13
1,0	2,96
1,2	3,84
1,4	4,77
1,5	5,24
1,7	6,23
2,0	7,75
3,0	13,15

Для расчетов материального баланса абсорбера необходимо построить линию равновесия в координатах $Y = f(X^*)$, где Y – относительная молярная доля абсорбата в смеси, $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$; X^* – равновесная относительная молярная доля абсорбата в растворе, $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воды}}$. Поэтому на основании данных таблицы 4.1 проводим перерасчет составов фаз с получением данных по равновесию в требуемом виде.

В качестве примера приводим расчеты для первой строки таблицы 4.1

$$(\bar{X}_1 = 0,05 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг воды}}; P_{\text{SO}_2,1} = 0,017 \text{ мм рт. ст.):}$$

Расчет X^* по значению $\bar{X}$ ведем по формуле

$$X^* = \bar{X} \frac{M_C}{M_A}, \quad (4.1)$$

где M_C и M_A – молярные массы воды и SO_2 соответственно, кг/кмоль.

$M_C = 18$ кг/кмоль, $M_A = 64,1$ кг/кмоль [*].

$$X_1^* = 0,05 \cdot 10^{-3} \frac{18}{64,1} = 1,404 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воды}}.$$

Значения равновесных абсолютных молярных долей SO_2 в воде x^* , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль раствора}}$, рассчитываем исходя из величин X^* следующим образом:

$$x^* = \frac{X^*}{1 + X^*}. \quad (4.2)$$

$$x_1^* = \frac{1,404 \cdot 10^{-5}}{1 + 1,404 \cdot 10^{-5}} = 1,404 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль раствора}}.$$

Молярную долю SO_2 в газовой смеси y , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$, для условий в абсорбере рассчитываем по следующей зависимости

$$y = \frac{P_{\text{SO}_2,1} \cdot 133,3}{P}. \quad (4.3)$$

$$y_1 = \frac{0,017 \cdot 133,3}{0,15 \cdot 10^6} = 1,511 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

Пересчет значений y в относительные молярные доли Y , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$, производим по формуле

$$Y = \frac{y}{1 - y}. \quad (4.4)$$

$$Y_1 = \frac{1,511 \cdot 10^{-5}}{1 - 1,511 \cdot 10^{-5}} = 1,511 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}.$$

Результаты расчетов, связанные с установлением значений X^* , x^* , y и Y для величин, представленных в таблице 4.1, сведены в таблицу 4.2.

Таблица 4.2 – К построению равновесных линий в координатах $Y = (X^*)$, $y = (x^*)$

$\bar{X}$, г SO ₂ 1000 г воды	P_{SO_2} , мм рт. ст	X^* , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воды}}$	x^* , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль раствора}}$	y , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$	Y , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$
0,05	0,017	$1,404 \cdot 10^{-5}$	$1,404 \cdot 10^{-5}$	$1,511 \cdot 10^{-5}$	$1,511 \cdot 10^{-5}$
0,1	0,065	$2,808 \cdot 10^{-5}$	$2,808 \cdot 10^{-5}$	$5,776 \cdot 10^{-5}$	$5,777 \cdot 10^{-5}$
0,2	0,225	$5,616 \cdot 10^{-5}$	$5,616 \cdot 10^{-5}$	$2,000 \cdot 10^{-4}$	$2,000 \cdot 10^{-4}$
0,3	0,451	$8,424 \cdot 10^{-5}$	$8,424 \cdot 10^{-5}$	$4,008 \cdot 10^{-4}$	$4,009 \cdot 10^{-4}$
0,5	1,04	$1,404 \cdot 10^{-4}$	$1,404 \cdot 10^{-4}$	$9,242 \cdot 10^{-4}$	$9,251 \cdot 10^{-4}$
0,8	2,13	$2,246 \cdot 10^{-4}$	$2,246 \cdot 10^{-4}$	$1,893 \cdot 10^{-3}$	$1,896 \cdot 10^{-3}$
1,0	2,96	$2,808 \cdot 10^{-4}$	$2,807 \cdot 10^{-4}$	$2,630 \cdot 10^{-3}$	$2,637 \cdot 10^{-3}$
1,2	3,84	$3,370 \cdot 10^{-4}$	$3,369 \cdot 10^{-4}$	$3,412 \cdot 10^{-3}$	$3,424 \cdot 10^{-3}$
1,4	4,77	$3,931 \cdot 10^{-4}$	$3,930 \cdot 10^{-4}$	$4,239 \cdot 10^{-3}$	$4,257 \cdot 10^{-3}$
1,5	5,24	$4,212 \cdot 10^{-4}$	$4,210 \cdot 10^{-4}$	$4,657 \cdot 10^{-3}$	$4,678 \cdot 10^{-3}$
1,7	6,23	$4,774 \cdot 10^{-4}$	$4,772 \cdot 10^{-4}$	$5,536 \cdot 10^{-3}$	$5,567 \cdot 10^{-3}$
2,0	7,75	$5,616 \cdot 10^{-4}$	$5,613 \cdot 10^{-4}$	$6,887 \cdot 10^{-3}$	$6,935 \cdot 10^{-3}$
3,0	13,15	$8,424 \cdot 10^{-4}$	$8,417 \cdot 10^{-4}$	0,01169	0,01182
4,0	18,92	$1,123 \cdot 10^{-3}$	$1,123 \cdot 10^{-3}$	0,01681	0,0171

На рисунке 4.1 в координатах X – Y показана линия равновесия процесса абсорбции SO₂ водой при $P = 0,15$ МПа и $t = 20^\circ\text{C}$.

4.2 Материальный баланс абсорбции

4.2.1 Расходы газовой смеси, абсорбата и инертного газа

Молярный расход исходной газовой смеси $G_{\text{см.н}}$, кмоль/с, вычисляем по формуле

$$G_{\text{см.н}} = \frac{V_{\text{см.0}}}{22,4}. \quad (4.5)$$

$$G_{\text{см.н}} = \frac{0,5}{22,4} = 0,02232 \text{ кмоль/с.}$$

Молярный расход инертного газа G , кмоль/с, определяем, используя зависимость

$$G = G_{\text{см.н}} (1 - y_{\text{н}}). \quad (4.6)$$

$$G = 0,02232 (1 - 0,014) = 0,02201 \text{ кмоль/с.}$$

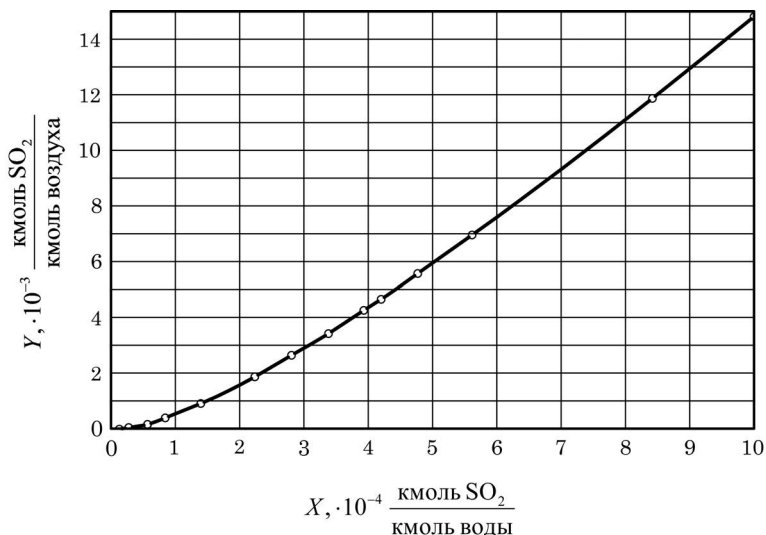


Рисунок 4.1 – Равновесная линия процесса абсорбции SO_2 водой при давлении $P = 0,15 \text{ МПа}$ и температуре $t = 20^\circ\text{C}$

Относительная молярная доля абсорбата в газовой смеси на выходе из абсорбера (очищенной смеси) $Y_{\text{к}}, \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$:

$$Y_{\text{к}} = Y_{\text{н}} (1 - \varphi), \quad (4.7)$$

где $Y_{\text{н}}$ – относительная молярная доля абсорбата в газовой смеси на входе в абсорбер (исходной газовой смеси), $\frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$.

Значение Y_n определяем по формуле

$$Y_n = \frac{y_n}{1 - y_n}. \quad (4.8)$$

$$Y_n = \frac{0,014}{1 - 0,014} = 0,0142 \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}.$$

$$Y_k = 0,0142(1 - 0,94) = 8,519 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}.$$

Молярный расход абсорбата, поглощаемого в абсорбере, M , кмоль/с,

$$M = G(Y_n - Y_k). \quad (4.9)$$

$$M = 0,02201(0,0142 - 8,519 \cdot 10^{-4}) = 2,938 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/с}.$$

Молярную долю SO_2 для газовой смеси, покидающей абсорбер y_k , $\frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$, вычисляем по формуле

$$y_k = \frac{Y_k}{1 + Y_k}. \quad (4.10)$$

$$y_k = \frac{8,519 \cdot 10^{-4}}{1 + 8,519 \cdot 10^{-4}} = 8,512 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

4.2.2 Минимальный расход поглотителя

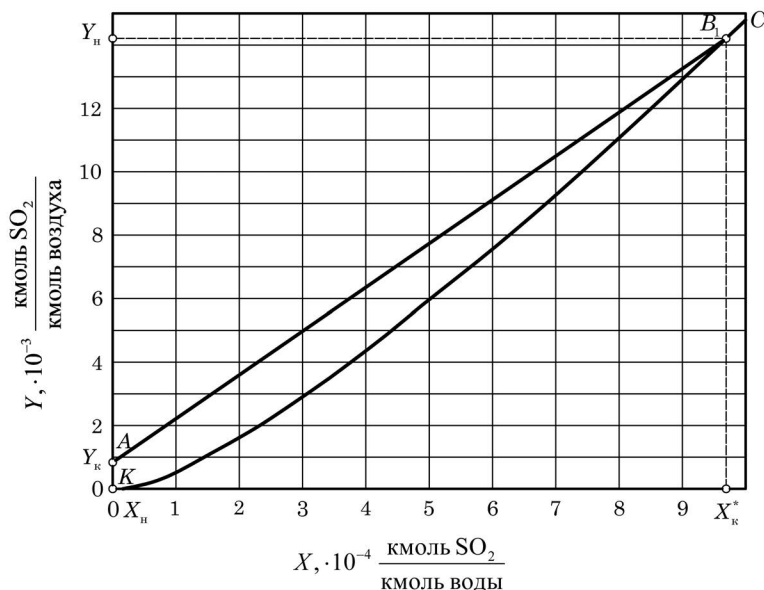
Минимальный молярный расход поглотителя $L_{\min}$, кмоль/с, определяем из условия минимально возможной средней движущей силы процесса. Обычно это условие выполняется, если содержание абсорбата в отработанном поглотителе соответствует равновесному. При этом

$$L_{\min} = \frac{M}{X_k^* - X_n}, \quad (4.11)$$

где X_k^* – равновесная относительная молярная доля абсорбата в отработанном поглотителе, $\frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воды}}$;

X_n – относительная молярная доля абсорбата в поглотителе на входе в абсорбер (в свежем поглотителе), $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воды}}$.

Используя значение $Y_n = 0,0142 \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$ на X – Y -диаграмме с выполненной на ней равновесной линией $Y = f(X^*)$, находим значение $X_k^* = 9,688 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воды}}$ (см. рисунок 4.2).



KC – линия равновесия; AB_1 – рабочая линия при $L_{\min}$

Рисунок 4.2 – X – Y -диаграмма процесса абсорбции SO_2 водой при $P = 0,15 \text{ МПа}$, $t = 20^\circ \text{C}$

Проверим применимость формулы (4.11) графическим методом. На X – Y -диаграмме с выполненной на ней равновесной линией $Y = f(X^*)$ наносим точки $A(X_n; Y_n)$ и $B_1(X_k^*; Y_n)$, а затем соединяем их отрезком прямой (см. рисунок 4.2). Отрезок AB_1 – рабочая линия абсорбции, соответствующая

$L_{\min}$ по уравнению (4.11). Этот отрезок не пересекает линию равновесия, следовательно, формула (4.11) применима для расчета $L_{\min}$.

По заданию свежим поглотителем является чистая вода, поэтому $x_n = X_n = 0$. Тогда минимальный расход поглотителя

$$L_{\min} = \frac{2,938 \cdot 10^{-4}}{9,688 \cdot 10^{-4} - 0} = 0,3032 \text{ кмоль/с.}$$

4.2.3 Рабочий расход поглотителя. Рабочая линия

Рабочий молярный расход поглотителя L , кмоль/с, рассчитываем по формуле

$$L = \beta \cdot L_{\min}. \quad (4.12)$$

По заданию $\beta = 1,2$. Тогда рабочий расход поглотителя

$$L = 1,2 \cdot 0,3032 = 0,3639 \text{ кмоль/с.}$$

Молярный расход свежего поглотителя $L_n = L = 0,3639$ кмоль/с, так как $X_n = 0$.

Молярный расход отработанного поглотителя L_k , кмоль/с:

$$L_k = L(1 + X_k), \quad (4.13)$$

где X_k – относительная молярная доля абсорбата в отработанном поглотителе, $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воды}}$.

Значение X_k рассчитываем по зависимости

$$X_k = X_n + \frac{M}{L}. \quad (4.14)$$

Так как $X_n = 0$, то формула (4.14) приобретает вид

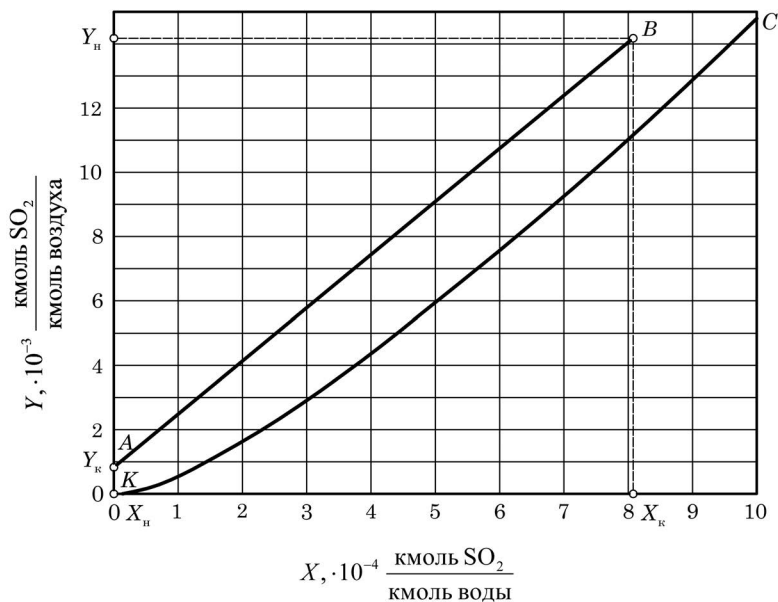
$$X_k = \frac{M}{L}. \quad (4.15)$$

$$X_k = \frac{2,938 \cdot 10^{-4}}{0,3639} = 8,073 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воды}}.$$

Расход отработанного поглотителя

$$L_k = 0,3639(1 + 8,073 \cdot 10^{-4}) = 0,3642 \text{ кмоль/с.}$$

На X - Y -диаграмме с выполненной на ней равновесной линией $Y = f(X^*)$ наносим точки $A(X_n; Y_k)$ и $B(X_k; Y_n)$ и соединяем их отрезком прямой (см. рисунок 4.3). Отрезок AB – рабочая линия абсорбции при заданных условиях проведения процесса.



KC – линия равновесия; AB – рабочая линия

Рисунок 4.3 – X - Y -диаграмма процесса абсорбции SO_2 водой при $P = 0,15 \text{ МПа}$, $t = 20^\circ \text{C}$

4.2.4 Массовые и объемные расходы фаз через абсорбер

Массовые расходы фаз рассчитываем по уравнениям:

$$\bar{G}_x = L_x M_x; \quad (4.16)$$

$$\bar{G}_y = G_y M_y, \quad (4.17)$$

где $\bar{G}_x$ и $\bar{G}_y$ – массовые расходы жидкой и газовой фаз соответственно, кг/с;
 L_x и G_y – молярные расходы жидкой и газовой фаз соответственно, кмоль/с;
 M_x и M_y – молярные массы жидкой и газовой фаз соответственно, кг/кмоль.

Определяем конечную массовую долю SO_2 в отработанном поглотителе $\bar{x}_k$, $\frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг раствора}}$, по формуле

$$\bar{x}_k = \frac{M_A X_k}{M_A X_k + M_C}. \quad (4.18)$$

$$\bar{x}_k = \frac{64,1 \cdot 8,073 \cdot 10^{-4}}{64,1 \cdot 8,073 \cdot 10^{-4} + 18} = 2,867 \cdot 10^{-3} \frac{\text{SO}_2}{\text{кг раствора}}.$$

Так как $\bar{x}_k < 0,05 \frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг раствора}}$, то массовый расход жидкой фазы через абсорбер определяем приближенно по зависимости

$$\bar{G}_x = L M_C. \quad (4.19)$$

$$\bar{G}_x = 0,3639 \cdot 18 = 6,549 \text{ кг/с.}$$

При содержании абсорбата в исходной газовой смеси до 10% об. при расчетах гидродинамических и кинетических характеристик абсорбера рекомендуется принять $\bar{G}_y = \bar{G}_{yn}$, где $\bar{G}_{yn}$ – массовый расход газовой смеси на входе ее в абсорбер, кг/с.

Массовый расход газовой смеси на входе ее в абсорбер определяем по формуле

$$\bar{G}_{yn} = G_{yn} M_{yn} = G_{см.н} M_{yn}, \quad (4.20)$$

где M_{yn} – молярная масса исходной газовой смеси, кг/кмоль.

Молярную массу исходной газовой смеси рассчитываем с использованием формулы

$$M_{yn} = M_A y_n + M_B (1 - y_n), \quad (4.21)$$

где M_B – молярная масса воздуха, кг/кмоль.

$$M_B = 29 \text{ кг/кмоль} [^*].$$

$$M_{yn} = 64,1 \cdot 0,014 + 29(1 - 0,014) = 29,49 \text{ кг/кмоль.}$$

$$\bar{G}_y = \bar{G}_{yn} = 0,02232 \cdot 29,49 = 0,6583 \text{ кг/с.}$$

Объемные расходы фаз, необходимые для дальнейших расчетов гидродинамических и кинетических характеристик абсорбера, определяем по следующим зависимостям:

$$V_x = \frac{\bar{G}_x}{\rho_x}; \quad (4.22)$$

$$V_y = \frac{\bar{G}_y}{\rho_y}, \quad (4.23)$$

где V_x и V_y – объемные расходы жидкой и газовой фаз соответственно, м³/с;
 ρ_x и ρ_y – плотности жидкой и газовой фаз соответственно, кг/м³.

Так как содержание SO₂ в растворе мало и не превышает 0,05 $\frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг раствора}}$, принимаем плотность жидкой фазы равной плотности поглотителя – воды. При $t = 20^\circ\text{C}$ $\rho_x = 998,5 \text{ кг/м}^3$ [*].

$$V_x = \frac{6,549}{998,5} = 6,559 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Содержание SO₂ в исходной газовой смеси не превышает 0,03 $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$, однако молярные массы SO₂ и воздуха существенно отличаются $\frac{M_A}{M_B} > 1,5$, поэтому плотность газовой фазы принимаем как сред-

нюю по высоте абсорбера $\rho_y = \rho_{y \text{ ср}}$, где $\rho_{y \text{ ср}}$ – средняя по высоте абсорбера плотность газовой фазы (смеси), кг/м³. Значение $\rho_{y \text{ ср}}$ вычисляем по формуле

$$\rho_{y \text{ ср}} = 0,5(\rho_{y \text{ н}} + \rho_{y \text{ к}}), \quad (4.24)$$

где $\rho_{y \text{ н}}$ и $\rho_{y \text{ к}}$ – плотность газовой смеси на входе и на выходе ее из абсорбера соответственно, кг/м³.

$\rho_{y \text{ н}}$ и $\rho_{y \text{ к}}$ рассчитываем с использованием уравнения Менделеева – Клапейрона:

$$\rho_{y \text{ н}} = \frac{M_{y \text{ н}}}{22,4} \frac{T_0 P}{(T_0 + t) P_0}; \quad (4.25)$$

$$\rho_{y \text{ к}} = \frac{M_{y \text{ к}}}{22,4} \frac{T_0 P}{(T_0 + t) P_0}, \quad (4.26)$$

где $M_{y \text{ к}}$ – молярная масса газовой смеси на выходе из абсорбера, кг/кмоль;
 $T_0 = 273,15 \text{ К}$ – нормальная термодинамическая температура;

$P_0 = 1,013 \cdot 10^5$ Па – нормальное барометрическое давление.

Молярную массу газовой смеси на выходе из абсорбера рассчитываем по формуле

$$M_{y_k} = M_A y_k + M_B (1 - y_k). \quad (4.27)$$

$$M_{y_k} = 64,1 \cdot 8,512 \cdot 10^{-4} + 29(1 - 8,512 \cdot 10^{-4}) = 29,03 \text{ кг/кмоль}.$$

$$\rho_{y_n} = \frac{29,49}{22,4} \frac{273,15 \cdot 0,15 \cdot 10^6}{(273,15 + 20) \cdot 1,013 \cdot 10^5} = 1,817 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho_{y_k} = \frac{29,03}{22,4} \frac{273,15 \cdot 0,15 \cdot 10^6}{(273,15 + 20) \cdot 1,013 \cdot 10^5} = 1,788 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho_y = \rho_{y_{cp}} = 0,5(1,817 + 1,788) = 1,802 \text{ кг/м}^3.$$

$$V_y = \frac{0,6583}{1,802} = 0,3653 \text{ м}^3/\text{с}.$$

4.2.5 Проверка применимости тарельчатого абсорбера

Определяем соотношение объемных расходов жидкой и газовой фаз по абсорберу $\frac{V_x}{V_y}$, м³/м³:

$$\frac{V_x}{V_y} = \frac{6,559 \cdot 10^{-3}}{0,3653} = 0,01796 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Полученное значение не превышает максимальное рекомендуемое для тарельчатых аппаратов (0,02 м³/м³), следовательно, тарельчатый аппарат применим [*].

4.3 Расчет рабочей скорости газовой фазы и диаметра абсорбера

Расчетный диаметр абсорбера D_p , м, определяем по формуле

$$D_p = \sqrt{\frac{4V_y}{\pi w_p}}, \quad (4.28)$$

где w_p – расчетная рабочая скорость газовой фазы в абсорбере, м/с.

4.3.1 Расчетная рабочая скорость газовой фазы

Расчетная рабочая скорость определяем по формуле

$$w_p = k \cdot w_{np}, \quad (4.29)$$

где k – коэффициент, учитывающий снижение величины скорости (принимается в пределах от 0,7 до 0,9).

Принимаем $k = 0,8$.

Для колпачковых тарелок предельное значение рабочей скорости газовой фазы w_{np} , м/с, рассчитываем по формуле Саудерса – Брауна [*]:

$$w_{np} = C_{np} \sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}}, \quad (4.30)$$

где C_{np} – коэффициент, м/с.

Для колпачковых тарелок с круглыми колпачками Киршбаумом предложено рассчитывать C_{np} по формуле [*]

$$C_{np} = 0,0155 d_k^{-0,67} h_{кт}^{0,5}, \quad (4.31)$$

где d_k – диаметр колпачка, м;

$h_{кт}$ – расстояние от верхней поверхности колпачка (его донышка) до вышерасположенной тарелки, м.

Для расчетов по формуле (4.31) необходимо принять значение диаметра колпачка. Поэтому по рекомендациям [*] предварительно вычисляем значение параметра $F_v, \frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$, по формуле

$$F_v = V_y \sqrt{\rho_y}. \quad (4.32)$$

$$F_v = 0,3653 \sqrt{1,802} = 0,4904 \frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}.$$

При F_v от 0,4 до $1,1 \frac{\text{кг}^{0,5} \cdot \text{м}^{1,5}}{\text{с}}$ принимаем диаметр колпачка $d_k = 0,08$ м [*].

Величину $h_{кт}$ рассчитываем по формуле

$$h_{кт} = h_t - h_k, \quad (4.33)$$

где h_t – межтарельчатое расстояние, м;

h_k – высота колпачка, м.

Предварительно принимаем $h_T = 0,3$ м. Для колпачков с $d_K = 0,08$ м высота колпачка равна $h_K = 0,055$ м [*].

$$h_{KT} = 0,3 - 0,055 = 0,245 \text{ м.}$$

По формуле (4.31)

$$C_{np} = 0,0155 \cdot 0,08^{-0,67} \cdot 0,245^{0,5} = 0,04167 \text{ м/с.}$$

Предельное значение рабочей скорости газовой фазы по формуле (4.30):

$$w_{np} = 0,04167 \sqrt{\frac{998,5 - 1,802}{1,802}} = 0,98 \text{ м/с.}$$

Расчетная рабочая скорость газовой фазы по формуле (4.29):

$$w_p = 0,8 \cdot 0,98 = 0,784 \text{ м/с.}$$

4.3.2 Расчетный и стандартный диаметры аппарата

Расчетный диаметр абсорбера

$$D_p = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,3653}{3,14 \cdot 0,784}} = 0,7702 \text{ м.}$$

Из стандартного ряда нормализованных тарельчатых абсорберов выбираем ближайший больший диаметр абсорбера $D = 0,8$ м. Для аппарата с диаметром 0,8 м допустимо использование принятого ранее межтарельчатого расстояния 0,3 м. Так как $D < 1,0$ м, для проведения процесса абсорбции требуется один аппарат царгового исполнения.

4.3.3 Действительная скорость газовой фазы в абсорбере

Действительную скорость газовой фазы на полное сечение аппарата w_y , м/с, рассчитываем по формуле

$$w_y = w_p \left(\frac{D_p}{D} \right)^2. \quad (4.34)$$

$$w_y = 0,784 \left(\frac{0,7702}{0,8} \right)^2 = 0,7266 \text{ м/с.}$$

4.3.4 Параметры тарелок

Согласно [*,], колпачковые тарелки (тип 1) с диаметром 0,8 м имеют следующие параметры:

- диаметр колпачка $d_k = 0,08$ м;
- высота прорезей (щелей) в стенке колпачка $h_{щ} = 0,02$ м;
- относительное свободное сечение тарелки $f_{св} = 0,092$ м²/м²;
- относительное сечение перелива $f_{пер} = 0,043$ м²/м²;
- периметр (ширина) сливного порога $L_c = 0,59$ м.

4.3.5 Скорость газовой фазы на рабочее сечение тарелки

Скорость газовой фазы на рабочее сечение тарелки $w_{y \tau}$, м/с, рассчитываем по формуле

$$w_{y \tau} = w_y \frac{S}{S_\tau}, \quad (4.35)$$

где S – площадь поперечного сечения абсорбера, м²;

S_τ – рабочее сечение тарелки, м².

Площадь поперечного сечения абсорбера:

$$S = \frac{\pi D^2}{4}. \quad (4.36)$$

$$S = \frac{3,14 \cdot 0,8^2}{4} = 0,5027 \text{ м}^2.$$

Рабочее сечение тарелки рассчитываем по формуле

$$S_\tau = S(1 - 2f_{пер}). \quad (4.37)$$

$$S_\tau = 0,5027(1 - 2 \cdot 0,043) = 0,4594 \text{ м}^2.$$

$$w_{y \tau} = 0,7266 \frac{0,5027}{0,4594} = 0,795 \text{ м/с}.$$

4.4 Расчет высоты абсорбера

Для расчета высоты абсорбера необходимо определить число его тарелок, требуемое для достижения заданной глубины очистки газовой смеси от извлекаемого компонента.

4.4.1 Определение числа тарелок

Расчетное число тарелок N_p , штук, определяем по формуле

$$N_p = \frac{F_{от}}{S_t}, \quad (4.38)$$

где $F_{от}$ – общая рабочая поверхность тарелок, m^2 .

Значение общей рабочей поверхности тарелок рассчитываем через основное уравнение массопередачи

$$F_{от} = \frac{M}{K_{yf} \Delta y_{cp}}, \quad (4.39)$$

где K_{yf} – коэффициент массопередачи по газовой фазе, отнесенный к единице рабочего сечения тарелки, $\frac{\text{кмоль}}{m^2 \cdot c}$;

Δy_{cp} – средняя движущая сила массопередачи по газовой фазе, $\frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}$.

Коэффициент массопередачи K_{yf} рассчитываем по формуле

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}, \quad (4.40)$$

где β_{yf} – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, отнесенный к единице рабочего сечения тарелки, $\frac{\text{кмоль}}{m^2 \cdot c}$;

β_{xf} – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, отнесенный к единице рабочего сечения тарелки, $\frac{\text{кмоль}}{m^2 \cdot c}$;

m – коэффициент распределения вещества по фазам.

4.4.1.1 Расчет коэффициента массоотдачи в газовой фазе

Для колпачковых тарелок расчет β_{yf} ведем по следующей зависимости [*]:

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \frac{P_y}{M_y} \left(D_y \frac{w_{yT}}{\epsilon_n} \cdot \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} f_{cb} h_0, \quad (4.41)$$

где M_y – молярная масса газовой фазы, кг/кмоль;

D_y – коэффициент молекулярной диффузии SO_2 в воздухе при рабочих давлении и температуре, $\text{м}^2/\text{с}$;

ε_n – относительное объемное газосодержание пены на тарелке, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

μ_y и μ_x – динамическая вязкость газовой и жидкой фаз соответственно, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

h_0 – высота светлого слоя жидкости на тарелке, м.

Молярную массу газовой смеси рассчитываем по формуле

$$M_y = 0,5(M_{y_n} + M_{y_k}). \quad (4.42)$$

$$M_y = 0,5(29,49 + 29,03) = 29,26 \text{ кг/кмоль.}$$

Коэффициент молекулярной диффузии SO_2 в воздухе при нормальных условиях $D_{y0} = 10,26 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ [*]. Пересчитываем значение D_{y0} на рабочие условия по формуле

$$D_y = D_{y0} \frac{P_0}{P} \left(\frac{T_0 + t}{T_0} \right)^{1,5}. \quad (4.43)$$

$$D_y = 10,26 \cdot 10^{-6} \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,5 \cdot 10^5} \left(\frac{273,15 + 20}{273,15} \right)^{1,5} = 7,704 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Значение ε_n рассчитываем по формуле

$$\varepsilon_n = \frac{\text{Fr}^{0,5}}{1 + \text{Fr}^{0,5}}, \quad (4.44)$$

где Fr – критерий Фруда.

Значение критерия Fr определяем по зависимости

$$\text{Fr} = \frac{w_{y\tau}^2}{gh_0}, \quad (4.45)$$

где g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$.

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости определяем по формуле [*]

$$h_0 = 0,0419 + 0,19h_{\text{пер}} - 0,0135F_S + 2,46q_L, \quad (4.46)$$

где $h_{\text{пер}}$ – высота сливного порога (планки), м;

F_S – фактор газовой нагрузки, $\text{Па}^{0,5}$;

q_L – нагрузка по жидкости на перелив (линейная плотность орошения), $\frac{\text{м}^3}{\text{м} \cdot \text{с}}$.

В соответствии с рекомендациями нормативной документации, регламентирующей конструкцию и размеры колпачковых тарелок [*,], принимаем $h_{\text{пер}} = 0,03$ м.

Значение F_S вычисляем следующим образом:

$$F_S = w_{y\tau} \sqrt{\rho_y}. \quad (4.47)$$

$$F_S = 0,795 \sqrt{1,802} = 1,067 \text{ Па}^{0,5}.$$

Значение q_L вычисляем по формуле

$$q_L = \frac{V_x}{L_c}. \quad (4.48)$$

$$q_L = \frac{6,559 \cdot 10^{-3}}{0,59} = 0,01112 \frac{\text{м}^3}{\text{м} \cdot \text{с}}.$$

Высота светлого слоя жидкости по формуле (4.46)

$$h_0 = 0,0419 + 0,19 \cdot 0,03 - 0,0135 \cdot 1,067 + 2,46 \cdot 0,01112 = 0,0605 \text{ м}.$$

Критерий Fr по формуле (4.45)

$$\text{Fr} = \frac{0,795^2}{9,81 \cdot 0,0605} = 1,064.$$

Тогда ε_n по формуле (4.44)

$$\varepsilon_n = \frac{1,064^{0,5}}{1 + 1,064^{0,5}} = 0,5078 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Максимальное содержание SO_2 в газовой смеси не превышает $0,03 \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$, поэтому значение μ_y принимаем равным динамической вязкости воздуха.

При температуре $t = 20^\circ\text{C}$ $\mu_y = 1,808 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$ [*,].

Ввиду низкого содержания абсорбата в растворе ($X_k \approx x_k$), что значительно меньше $0,05 \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль раствора}}$, динамическую вязкость жидкой фазы

принимая равной динамической вязкости чистой воды при рабочей температуре $\mu_x = \mu_C$, где μ_C – динамическая вязкость воды при рабочей температуре, Па · с.

При температуре $t = 20^\circ\text{C}$ $\mu_x = 1,002 \cdot 10^{-3}$ Па · с [*].

Значение коэффициента массоотдачи в газовой фазе по формуле (4.41)

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \frac{1,802}{29,26} \left(7,704 \cdot 10^{-6} \frac{0,795}{0,5078} \cdot \frac{1,808 \cdot 10^{-5}}{1,002 \cdot 10^{-3} + 1,808 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,5} \times \\ \times 0,092 \cdot 0,0605 = 0,099 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

4.4.1.2 Расчет коэффициента массоотдачи в жидкой фазе

Для колпачковых тарелок расчет β_{yf} ведем по следующей зависимости [*]

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \frac{\rho_x}{M_x} \left(D_x \frac{U}{1 - \varepsilon_n} \cdot \frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} h_0, \quad (4.49)$$

где M_x – молярная масса жидкой фазы, кг/кмоль;

D_x – коэффициент молекулярной диффузии SO_2 в воде при рабочей температуре, $\text{м}^2/\text{с}$;

U – плотность орошения, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$.

Ввиду низкого содержания абсорбата в растворе молярную массу жидкой фазы принимаем равной молярной массе чистой воды при рабочей температуре $M_x = M_C = 18$ кг/кмоль.

Коэффициент молекулярной диффузии SO_2 в воде при $t = 20^\circ\text{C}$ $D_x = 1,47 \cdot 10^{-9}$ $\text{м}^2/\text{с}$ [*].

Плотность орошения вычисляем по формуле

$$U = \frac{G_x}{\rho_x S_T}. \quad (4.50)$$

$$U = \frac{6,549}{998,5 \cdot 0,4594} = 0,01428 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Коэффициент β_{yf} по формуле (4.49)

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \frac{998,5}{18} \left(1,47 \cdot 10^{-9} \frac{0,01428}{1 - 0,5078} \cdot \frac{1,808 \cdot 10^{-5}}{1,002 \cdot 10^{-3} + 1,808 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,5} \times$$

$$\times 0,0605 = 1,822 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

4.4.1.3 Расчет коэффициента распределения вещества по фазам

Для определения величины m построим линию равновесия в координатах x – y , используя данные таблицы 4.2 (см. рисунок 4.4).

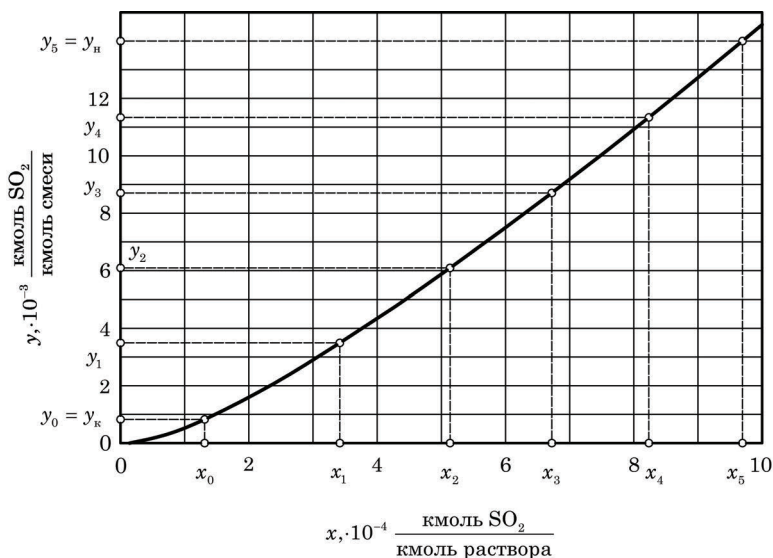


Рисунок 4.4 – К определению осредненного значения m методом гипотенуз прямоугольных треугольников

Так как линия равновесия в координатах x – y кривая, то значение m зависит от текущего значения x . При расчетах K_y по уравнению (4.40) в таком случае следует использовать значение m , осредненное в пределах от y_k до y_n . Текущие значения m определяем графоаналитическим методом – методом построения гипотенуз прямоугольных треугольников [*].

Интервал значений содержания SO_2 в газовой смеси от y_k до y_n делим на $n=5$ равных отрезков, длина каждого из отрезков $\delta_y = 2,630 \times 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$. Используя полученные значения $y_0 = y_k, y_1, y_2, y_3, y_4,$

$y_5 = y_n$, по x - y -диаграмме определяем соответствующие им значения $x_0, x_1, x_2, x_3, x_4, x_5$ (см. рисунок 4.4) и заносим в таблицу 4.3.

Таблица 4.3 – К расчету осредненного значения m методом гипотенуз прямоугольных треугольников

$y_i, \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$	$x_i, \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль раствора}}$
$8,512 \cdot 10^{-4}$	$1,326 \cdot 10^{-4}$
$3,481 \cdot 10^{-3}$	$3,415 \cdot 10^{-4}$
$6,111 \cdot 10^{-3}$	$5,129 \cdot 10^{-4}$
$8,740 \cdot 10^{-3}$	$6,693 \cdot 10^{-4}$
$1,137 \cdot 10^{-2}$	$8,232 \cdot 10^{-4}$
0,014	$9,679 \cdot 10^{-4}$

Значения коэффициентов распределения вещества по фазам для каждого из интервалов рассчитываем по формуле

$$m_i = \frac{\delta_y}{x_i - x_{i-1}}. \quad (4.51)$$

$$m_1 = \frac{2,630 \cdot 10^{-3}}{3,415 \cdot 10^{-4} - 1,326 \cdot 10^{-4}} = 12,59.$$

$$m_2 = \frac{2,630 \cdot 10^{-3}}{5,129 \cdot 10^{-4} - 3,415 \cdot 10^{-4}} = 15,34.$$

$$m_3 = \frac{2,630 \cdot 10^{-3}}{6,693 \cdot 10^{-4} - 5,129 \cdot 10^{-4}} = 16,81.$$

$$m_4 = \frac{2,630 \cdot 10^{-3}}{8,232 \cdot 10^{-4} - 6,693 \cdot 10^{-4}} = 17,09.$$

$$m_5 = \frac{2,630 \cdot 10^{-3}}{9,679 \cdot 10^{-4} - 8,232 \cdot 10^{-4}} = 18,18.$$

Осредненное значение m определяем по формуле

$$m = \frac{\sum_{i=1}^n m_i}{n}. \quad (4.52)$$

$$m = \frac{12,59 + 15,34 + 16,81 + 17,09 + 18,18}{5} = 16,00.$$

4.4.1.4 Расчет коэффициента массопередачи в газовой фазе

Коэффициент массопередачи K_{yf} по формуле (4.40)

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{0,099} + \frac{16,00}{1,822}} = 0,05294 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

4.4.1.5 Расчет средней движущей силы массопередачи по газовой фазе

Из-за явно выраженного нелинейного вида равновесной линии на X - Y -диаграмме, а следовательно, и на x - y -диаграмме для определения Δy_{cp} процесса абсорбции воспользуемся графоаналитическим методом Симпсона [*].

Концевые движущие силы по газовой фазе – их величины на входе газовой фазы в абсорбер Δy_n , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$, и на выходе газовой фазы из абсорбера Δy_k , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$, вычисляем следующим образом:

$$\Delta y_n = y_n - y_n^*; \quad (4.53)$$

$$\Delta y_k = y_k - y_k^*, \quad (4.54)$$

где y_n^* – молярная доля абсорбата в газовой смеси, равновесной с отработанным поглотителем, $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$;

y_k^* – молярная доля абсорбата в газовой смеси, равновесной со свежим поглотителем, $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$.

Значения y_n^* и y_k^* рассчитаем по следующим зависимостям:

$$y_n^* = \frac{Y_n^*}{1 + Y_n^*}; \quad (4.55)$$

$$y_k^* = \frac{Y_k^*}{1 + Y_k^*}, \quad (4.56)$$

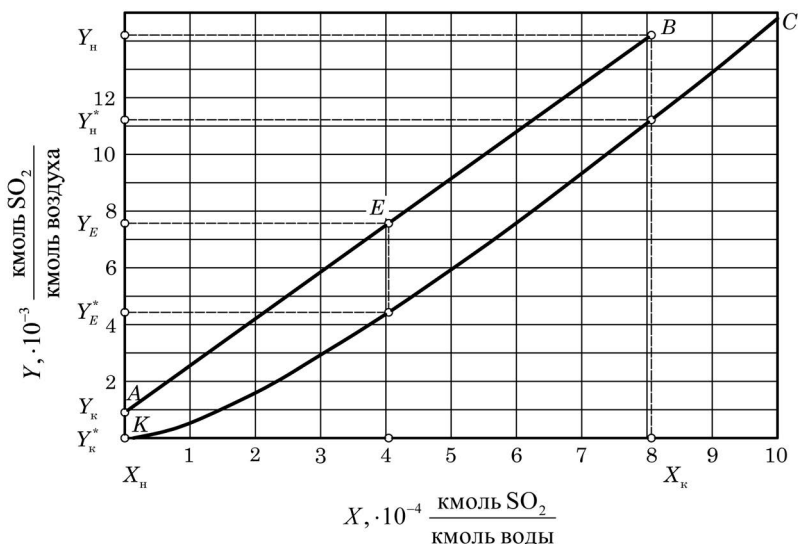
где Y_n^* – относительная молярная доля абсорбата в газовой смеси, равновесной с обработанным поглотителем, $\frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$;

Y_k^* – относительная молярная доля абсорбата в газовой смеси, равновесной со свежим поглотителем, $\frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$.

Значения Y_n^* и Y_k^* , определяем по X – Y -диаграмме с выполненной на ней равновесной линией $Y = f(X^*)$ и рабочей линией процесса (отрезок AB)

(см. рисунок 4.5). $Y_n^* = 0,01121 \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$, $Y_k^* = 0 \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$,

следовательно $y_k^* = 0 \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$.



KC – линия равновесия; AB – рабочая линия

Рисунок 4.5 – К определению средней движущей силы процесса по методу Симпсона

$$y_n^* = \frac{0,01121}{1 + 0,01121} = 0,01109 \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

$$\Delta y_n = 0,014 - 0,01109 = 2,914 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

$$\Delta y_k = 8,512 \cdot 10^{-4} - 0 = 8,512 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

Отношение конечных движущих сил

$$\frac{\Delta y_n}{\Delta y_k} = \frac{2,914 \cdot 10^{-3}}{8,512 \cdot 10^{-4}} = 3,423.$$

Так как неравенство $0,167 < \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k} < 6$ выполняется, то отрезок рабочей линии AB делим на два равных участка $AE = EB$ и дополнительно находим движущую силу процесса в точке E Δy_E , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$, по формуле

$$\Delta y_E = y_E - y_E^*, \quad (4.57)$$

где y_E – ордината точки E рабочей линии процесса на x - y -диаграмме, $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$;

y_E^* – молярная доля абсорбата в газовой смеси, равновесной с поглотителем состава x_E (абсцисса точки E рабочей линии процесса на x - y -диаграмме), $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$.

Рассчитываем ординату точки E в относительных молярных долях Y_E , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$, по формуле

$$Y_E = 0,5 \cdot (Y_n + Y_k). \quad (4.58)$$

$$Y_E = 0,5 \cdot (0,0142 + 8,519 \cdot 10^{-4}) = 7,525 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}.$$

По графику (см. рисунок 4.5) $Y_E^* = 4,415 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}$.

Пересчитываем значения Y_E и Y_E^* в молярные доли y_E и y_E^* соответственно по следующим формулам:

$$y_E = \frac{Y_E}{1 + Y_E}; \quad (4.59)$$

$$y_E^* = \frac{Y_E^*}{1 + Y_E^*}. \quad (4.60)$$

$$y_E = \frac{7,525 \cdot 10^{-3}}{1 + 7,525 \cdot 10^{-3}} = 7,469 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

$$y_E^* = \frac{4,415 \cdot 10^{-3}}{1 + 4,415 \cdot 10^{-3}} = 4,396 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

$$\Delta y_E = 7,469 \cdot 10^{-3} - 4,396 \cdot 10^{-3} = 3,074 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

Значение средней движущей силы по газовой фазе Δy_{cp} , $\frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}$, рассчитываем по формуле

$$\Delta y_{\text{cp}} = \frac{6}{\frac{1}{\Delta y_{\text{н}}} + \frac{4}{\Delta y_E} + \frac{1}{\Delta y_{\text{к}}}}. \quad (4.61)$$

$$\Delta y_{\text{cp}} = \frac{6}{\frac{1}{2,914 \cdot 10^{-3}} + \frac{4}{3,074 \cdot 10^{-3}} + \frac{1}{8,512 \cdot 10^{-4}}} = 2,128 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

4.4.1.6 Число тарелок абсорбера

Значение общей рабочей поверхности тарелок по формуле (4.39)

$$F_{\text{от}} = \frac{2,938 \cdot 10^{-4}}{0,05294 \cdot 2,128 \cdot 10^{-3}} = 2,607 \text{ м}^2.$$

Расчетное число тарелок по формуле (4.38)

$$N_{\text{p}} = \frac{2,607}{0,4594} = 5,675 \text{ штук.}$$

Руководствуясь принципами конструирования царговых колонных аппаратов [*], принимаем общее число тарелок с запасом $N = 8$ штук.

4.4.2 Расчет высоты контактной части абсорбера

Число царг контактной части абсорбера $N_{ц}$, штук, вычисляем по формуле

$$Z_{ц} = \frac{N}{N_{ц}}, \quad (4.62)$$

где $N_{ц}$ – число тарелок в одной царге, штук.

При $h_t = 0,3$ м максимальное количество тарелок в одной царге $N_{ц} = 4$ штуки [*].

$$Z_{ц} = \frac{8}{4} = 2 \text{ штук.}$$

В кубовой части установку тарелок не предусматриваем. В этом случае высота контактной части тарельчатого абсорбера царгового исполнения $H_{кч}$, м, вычисляется по формуле

$$H_{кч} = Z_{ц} l_1, \quad (4.63)$$

где l_1 – длина царги, м.

Согласно [*], для аппаратов диаметром 0,8 м $l_1 = 1,2$ м.

$$H_{кч} = 2 \cdot 1,2 = 2,4 \text{ м.}$$

4.4.3 Расчет габаритной высоты абсорбера

Принимаем, что царговый абсорбер устанавливается в помещении на опорах-лапах, тогда габаритную высоту его (см. рисунок 4.6) рассчитываем по формуле

$$H = H_{ц} + l_{кц} + l_{ис} + l_{кр} + l_{шо}, \quad (4.64)$$

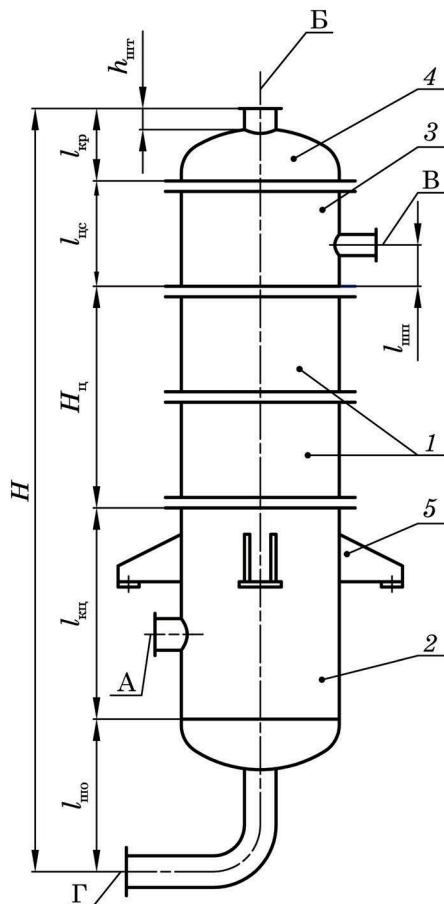
где $H_{ц}$ – высота царговой части корпуса абсорбера с тарелками, м;

$l_{кц}$ – высота цилиндрической части куба, м;

$l_{ис}$ – высота сепарационной царги, м;

$l_{кр}$ – высота крышки со штуцером для выхода очищенной газовой смеси, м;

$l_{шо}$ – расстояние между плоскостью сварного шва цилиндрической части куба и его днища и осью штуцера для выхода отработанного поглотителя, м.



1 – тарги; 2 – куб; 3 – сепарационная тарга; 4 – крышка; 5 – опора-лапа.

Штуцера: А – для входа исходной газовой смеси; Б – штуцер выхода очищенной газовой смеси; В – штуцер для входа свежего поглотителя;

Г – штуцер для выхода отработанного поглотителя

Рисунок 4.6 – Схема к расчету габаритной высоты тарельчатого абсорбера царгового исполнения с опорами-лапами

Для тарельчатого абсорбера царгового исполнения $H_{\text{ц}}$ рассчитывают по формуле

$$H_{\text{ц}} = Z_{\text{ц}} l_1. \quad (4.65)$$

$$H_{\text{ц}} = 2 \cdot 1,2 = 2,4 \text{ м.}$$

В соответствии с [*]: $l_{\text{кц}} = 3,0 \text{ м}$; $l_{\text{цс}} = 0,7 \text{ м}$; $l_{\text{кр}} = 0,45 \text{ м}$; $l_{\text{шо}} = 0,65 \text{ м}$.

$$H = 2,4 + 3,0 + 0,7 + 0,45 + 0,65 = 7,2 \text{ м.}$$

Для тарельчатых аппаратов царгового исполнения на опорах-лапах должно выполняться условие $H \leq 18,5 \text{ м}$ [*]. Условие выполняется, значит, необходимость в установке нескольких последовательно соединенных абсорберов отсутствует.

4.5 Гидравлическое сопротивление абсорбера

Общее гидравлическое сопротивление тарельчатого абсорбера $\Delta P_{\text{т.а}}$, Па, рассчитываем по зависимости

$$\Delta P_{\text{т.а}} = \Delta P_{\text{т}} N, \quad (4.66)$$

где $\Delta P_{\text{т}}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки, Па.

Гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки рассчитываем по формуле

$$\Delta P_{\text{т}} = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\text{гж}} + \Delta P_{\sigma}, \quad (4.67)$$

где $\Delta P_{\text{сух}}$ – гидравлическое сопротивление сухой тарелки, Па;

$\Delta P_{\text{гж}}$ – гидравлическое сопротивление, обусловленное газожидкостным слоем на тарелке, Па;

ΔP_{σ} – гидравлическое сопротивление, обусловленное преодолением сил поверхностного натяжения, Па.

4.5.1 Гидравлическое сопротивление сухой тарелки

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки определяем по формуле

$$\Delta P_{\text{сух}} = \zeta_{\text{сух}} \frac{\rho_y w_y^2}{2 j_{\text{св}}^2}, \quad (4.68)$$

где $\zeta_{\text{сух}}$ – коэффициент сопротивления сухой тарелки.

Для колпачковых тарелок с капсульными колпачками принимаем $\zeta_{\text{сух}} = 4,4$ [*].

$$\Delta P_{\text{сyx}} = 4,4 \frac{1,802 \cdot 0,7266^2}{2 \cdot 0,092^2} = 247,4 \text{ Па.}$$

4.5.2 Гидравлическое сопротивление, обусловленное газожидкостным слоем на тарелке

Для колпачковой тарелки при полном открытии щелей (прорезей) колпачка гидравлическое сопротивление, обусловленное газожидкостным слоем, определяется по зависимости

$$\Delta P_{\text{гж}} = \rho_x g [h_0 - 0,5h_{\text{щ}} (1 - \varepsilon_{\text{п}})], \quad (4.69)$$

где h_0 – высота светлого слоя жидкости на тарелке, м;

$h_{\text{щ}}$ – высота прорезей (щелей) в стенке колпачка, м;

$\varepsilon_{\text{п}}$ – относительное объемное газосодержание пены на тарелке, м³/м³.

$h_0 = 0,0605$ м (см. подпункт 4.4.1.1). $h_{\text{щ}} = 0,02$ м, $\varepsilon_{\text{п}} = 0,5078$ м³/м³ (см. пункт 4.3.4).

$$\Delta P_{\text{гж}} = 998,5 \cdot 9,81 [0,0605 - 0,5 \cdot 0,02 (1 - 0,5078)] = 544,8 \text{ Па.}$$

4.5.3 Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения

Величину ΔP_{σ} рассчитываем по зависимости

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma_x}{d_3}, \quad (4.70)$$

где σ_x – поверхностное натяжение жидкой фазы при температуре абсорбции, Н/м;

d_3 – эквивалентный диаметр отверстий или щелей для прохода пара, м.

Так как содержание абсорбата в поглотителе мало, то поверхностное натяжение жидкой фазы можно принять равным поверхностному натяжению чистого поглотителя (воды) $\sigma_{\text{H}_2\text{O}}^{20}$ при температуре абсорбции $t = 20^\circ\text{C}$. $\sigma_x = \sigma_{\text{H}_2\text{O}}^{20} = 7,27 \cdot 10^{-2}$ Н/м [*].

Для колпачковых тарелок $d_3 = 2b_{\text{щ}}$, где $b_{\text{щ}}$ – ширина щели для прохода газа в стенке колпачка, м. При трапецевидной форме щели в стенке колпачка и ее высоте $h_{\text{щ}} = 0,02$ м ширину принимаем равной $b_{\text{щ}} = 0,0058$ м [*]. $d_3 = 2 \cdot 0,0058 = 0,0116$ м.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 7,27 \cdot 10^{-2}}{0,0116} = 25,07 \text{ Па.}$$

4.5.4 Гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки

Гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки по формуле (4.67)

$$\Delta P_t = 247,4 + 544,8 + 25,07 = 817,2 \text{ Па.}$$

4.8.5 Гидравлическое сопротивление абсорбера

Общее гидравлическое сопротивление тарельчатого абсорбера по формуле (4.66)

$$\Delta P_{\text{т.а}} = 817,2 \cdot 8 = 6,538 \cdot 10^3 \text{ Па.}$$

4.6 Расчет штуцеров абсорбера

Основными технологическими штуцерами абсорбера (см. рисунок 4.6) являются:

- для входа исходной газовой смеси штуцер А;
- выхода очищенной газовой смеси штуцер Б;
- входа свежего поглотителя штуцер В;
- выхода отработанного поглотителя штуцер Г.

4.6.1 Штуцера для входа исходной и выхода очищенной газовой смеси

Так как содержание абсорбата в газовой смеси мало, то отличием объемных расходов очищенной и исходной газовых смесей, обусловленным изменением состава и давления, пренебрегаем. Расчетные диаметры штуцеров для входа исходной и выхода очищенной газовых смесей $d_{\text{ш.АБ}}$, м, определяем по формуле

$$d_{\text{ш.АБ}} = \sqrt{\frac{4V_y}{\pi w_{\text{рек.АБ}}}}, \quad (4.71)$$

где $w_{\text{рек.АБ}}$ – рекомендуемая скорость газовой смеси в штуцере, м/с.

Так как абсорбер работает под абсолютным давлением ниже 0,2 МПа, согласно рекомендациям [*,] принимаем $w_{\text{рек.АБ}} = 14 \text{ м/с.}$

$$d_{ш.АБ} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,3653}{3,14 \cdot 14}} = 0,1823 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцеров для входа и выхода газовой смеси $d_{y.АБ} = 200 \text{ мм.}$

4.6.2 Штуцер для подвода свежего поглотителя

Так как содержание SO_2 в отработанном поглотителе невелико, объемные расходы свежего и отработанного поглотителя отличаются незначительно. Принимаем эти расходы равными V_x . Расчетный диаметр штуцера для входа свежего поглотителя $d_{ш.В}$, м, определим по формуле

$$d_{ш.В} = \sqrt{\frac{4V_x}{\pi w_{рек.В}}}, \quad (4.72)$$

где $w_{рек.В}$ – рекомендуемая скорость поглотителя в штуцере, м/с.

Принимаем $w_{рек.В} = 2,0 \text{ м/с}$, так как для движущихся в напорных трубопроводах и штуцерах маловязких жидкостей, к которым относится вода (поглотитель), рекомендуемая скорость находится в пределах от 1,0 до 2,5 м/с.

$$d_{ш.В} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,559 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 2,0}} = 0,06462 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для входа свежего поглотителя $d_{y.В} = 65 \text{ мм.}$

4.6.3 Штуцер для выхода отработанного поглотителя

Рекомендуемая скорость движения маловязкой жидкости через штуцера из аппаратов и сосудов, находящихся под избыточным давлением выше 30 кПа, лежит в пределах от 1,0 до 2,5 м/с. Для штуцера выхода поглотителя принимаем $w_{рек.Г} = 1,5 \text{ м/с.}$

Расчетный диаметр данного штуцера $d_{ш.Г}$, м,

$$d_{ш.Г} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,559 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 1,5}} = 0,07462 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для выхода отработанного поглотителя $d_{y.Г} = 80 \text{ мм.}$

4.4.1 Определение числа тарелок через число единиц переноса по газовой фазе на одной тарелке и общее число единиц переноса

Расчетное число тарелок абсорбера N_p , штук, определяем по формуле

$$N_p = \frac{n_{oy}}{N_{oy}}, \quad (a)$$

где n_{oy} – общее число единиц переноса (ЧЕП) по газовой фазе;

N_{oy} – число единиц переноса по газовой фазе (ЧЕП) на одной тарелке.

Значение n_{oy} рассчитываем по формуле

$$n_{oy} = \frac{Y_n - Y_k}{\Delta y_{cp}}. \quad (б)$$

$$Y_n = 0,0142 \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}; Y_k = 8,519 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль воздуха}} \quad (\text{см. п. 4.2.1}),$$

$$\Delta y_{cp} = 2,128 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль SO}_2}{\text{кмоль смеси}} \quad (\text{см. подпункт 4.4.1.5}).$$

$$n_{oy} = \frac{0,0142 - 8,519 \cdot 10^{-4}}{2,128 \cdot 10^{-3}} = 6,272.$$

Значение N_{oy} определяем по формуле

$$N_{oy} = \frac{1}{\frac{1}{N_y} + \frac{1}{A \cdot N_x}}, \quad (в)$$

где N_y и N_x – число единиц переноса в газовой и жидкой фазах на одной тарелке соответственно;

A – абсорбционный фактор.

Для абсорберов с колпачковыми тарелками N_y и N_x рассчитываем по формулам Американского института инженеров-химиков [*]:

$$N_y = (0,776 + 4,68h_{\text{пер}} - 0,238F_s + 105q_L)(Pr'_y)^{-0,5}; \quad (г)$$

$$N_x = 3050D_x^{0,5} (68h_{\text{пер}} + 1)\tau_L, \quad (д)$$

где $h_{\text{пер}}$ – высота переливного порога (планки), м;

F_s – фактор газовой нагрузки, $\text{Па}^{0,5}$;

q_L – нагрузка по жидкости на перелив (линейная плотность орошения), $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$;

Pr'_y – диффузионный критерий Прандтля (число Прандтля) для газовой фазы;

τ_L – время контакта жидкости с газом на тарелке, с.

$h_{\text{пер}} = 0,03 \text{ м}$, $q_L = 0,01112 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$ (см. подпункт 4.4.1.1).

Значение F_S определяем по зависимости

$$F_S = w_y \sqrt{\rho_y}. \quad (\text{е})$$

$$F_S = 0,7266 \sqrt{1,802} = 0,9755 \text{ Па}^{0,5}.$$

Число Прандтля для газовой фазы рассчитываем следующим образом:

$$\text{Pr}'_y = \frac{\mu_y}{D_y \rho_y}, \quad (\text{ж})$$

где D_y – коэффициент молекулярной диффузии SO_2 в воздухе при рабочих давлении и температуре, $\text{м}^2/\text{с}$.

$D_y = 7,704 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ (см. подпункт 4.4.1.1).

$$\text{Pr}'_y = \frac{1,808 \cdot 10^{-5}}{7,704 \cdot 10^{-6} \cdot 1,802} = 1,302.$$

По формуле (г)

$$N_y = (0,776 + 4,68 \cdot 0,03 - 0,238 \cdot 0,9755 + 105 \cdot 0,01112) \cdot 1,302^{-0,5} = 1,623.$$

$D_x = 1,47 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ (см. подпункт 4.4.1.2).

Значение τ_L определяем, используя зависимость

$$\tau_L = \frac{h_0 l_{\text{п}}}{q_L}, \quad (\text{з})$$

где h_0 – высота светлого слоя жидкости на тарелке, м.

$l_{\text{п}}$ – длина пути жидкости на тарелке, м.

По формуле (4.46) высота светлого слоя жидкости

$$h_0 = 0,0419 + 0,19 \cdot 0,03 - 0,0135 \cdot 0,9755 + 2,46 \cdot 0,01112 = 0,06178 \text{ м}.$$

Для барботажных тарелок с переливными устройствами $l_{\text{п}}$ вычисляем по формуле

$$l_{\text{п}} = \sqrt{D^2 - L_c^2}. \quad (\text{и})$$

$$l_{\text{н}} = \sqrt{0,8^2 - 0,59^2} = 0,5403 \text{ м.}$$

$$\tau_L = \frac{0,06178 \cdot 0,5403}{0,01112} = 3,002 \text{ с.}$$

По формуле (д)

$$N_x = 3050 \cdot \left(1,47 \cdot 10^{-9}\right)^{0,5} (68 \cdot 0,03 + 1) \cdot 3,002 = 1,067.$$

Значение абсорбционного фактора вычисляем по зависимости

$$A = \frac{L}{G \cdot m}, \quad (\kappa)$$

где L и G – молярные расходы жидкой и газовой фаз соответственно, кмоль/с;

m – коэффициент распределения вещества по фазам.

$m = 16,00$ (см. подпункт 4.4.1.3).

$$A = \frac{0,3639}{0,02201 \cdot 16,00} = 1,033.$$

По формуле (в)

$$N_{\text{oy}} = \frac{1}{\frac{1}{1,623} + \frac{1}{1,033 \cdot 1,067}} = 0,6565.$$

Расчетное число тарелок абсорбера по формуле (а)

$$N_p = \frac{6,272}{0,6565} = 9,553 \text{ штук.}$$

Руководствуясь принципами конструирования царговых колонных аппаратов [*,], принимаем общее число тарелок $N = 10$ штук.

ПРИЛОЖЕНИЕ Г
ОБРАЗЦЫ ВЫПОЛНЕНИЯ
И ОФОРМЛЕНИЯ РАСЧЕТОВ
РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

ПРИЛОЖЕНИЕ Г1

Пример расчета тарельчатой ректификационной колонны¹

4 Расчет ректификационной колонны

Исходные данные для расчета:

- разделяемая смесь – бензол-толуол;
- производительность по питанию $\bar{G}_F = 8000$ кг/ч = 2,222 кг/с;
- давление $P = 0,1$ МПа;
- массовая доля низкокипящего компонента (НК) в исходной смеси $\bar{x}_F = 0,56$ кг/кг;
- массовая доля НК в кубовом остатке $\bar{x}_W = 0,025$ кг/кг;
- массовая доля НК в дистилляте $\bar{x}_D = 0,98$ кг/кг;
- тип аппарата – тарельчатый;
- тип тарелок – ситчатые.

4.1 Расчет материального баланса по продуктам разделения

4.1.1 Массовые расходы продуктов разделения

Температура кипения бензола при атмосферном давлении $t_{\text{НК}} = 80,2^\circ\text{C}$, а температура кипения толуола при этих же условиях $t_{\text{БК}} = 110,8^\circ\text{C}$ [*]. Следовательно, в смесях, состоящих из бензола и толуола, НК является бензол, высококипящим компонентом (БК) – толуол и составы смесей выражены через содержание бензола.

Производительность колонны по кубовому остатку $\bar{G}_W$, кг/с,

¹ Примечания

1. Оформление примеров расчета соответствует требованиям СТП БГТУ 001-2010 за исключением:

- на главном листе отсутствует основная надпись форма 2а;
- размеры полей отличаются от требуемых по стандарту.

2. Конкретные номера источников при ссылках на них не указаны. Вместо номера источника в квадратных скобках проставлен символ «*». Например, «по справочнику [*]...».

3. В пояснительных записках курсовых проектов раздел «Расчет ректификационной колонны» идет под порядковым номером 4, нумерация подразделов, пунктов, подпунктов, рисунков, таблиц, формул приведена к номеру раздела 4.

4. Курсивом выделены заглавия элементов текста, в которых представлены варианты расчета отдельных параметров процесса с использованием альтернативных методов и приемов.

$$\bar{G}_w = \frac{\bar{G}_F (\bar{x}_D - \bar{x}_F)}{\bar{x}_D - \bar{x}_w}. \quad (4.1)$$

$$\bar{G}_w = \frac{2,222 \cdot (0,98 - 0,56)}{0,98 - 0,025} = 0,9773 \text{ кг/с.}$$

Производительность колонны по дистилляту $\bar{G}_D$, кг/с,

$$\bar{G}_D = \bar{G}_F - \bar{G}_w. \quad (4.2)$$

$$\bar{G}_D = 2,222 - 0,9773 = 1,245 \text{ кг/с.}$$

4.1.2 Молярные расходы питания и продуктов разделения

Пересчитываем составы питания и продуктов разделения из массовых долей в молярные по следующим формулам:

$$x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_F}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_F}{M_{\text{БК}}}}; \quad (4.3)$$

$$x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_D}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_D}{M_{\text{БК}}}}; \quad (4.4)$$

$$x_w = \frac{\frac{\bar{x}_w}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_w}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_w}{M_{\text{БК}}}}, \quad (4.5)$$

где x_F, x_D, x_w – молярная доля НК в питании, дистилляте и кубовом остатке соответственно, кмоль/кмоль;

$M_{\text{НК}}, M_{\text{БК}}$ – молярная масса НК и ВК соответственно, кг/кмоль.

$M_{\text{НК}} = 78,1$ кг/кмоль; $M_{\text{БК}} = 92,1$ кг/кмоль [*].

$$x_F = \frac{\frac{0,56}{78,1}}{\frac{0,56}{78,1} + \frac{1 - 0,56}{92,1}} = 0,6001 \text{ кмоль/кмоль.}$$

$$x_D = \frac{\frac{0,98}{78,1}}{\frac{0,98}{78,1} + \frac{1-0,98}{92,1}} = 0,983 \text{ кмоль/кмоль.}$$

$$x_W = \frac{\frac{0,025}{78,1}}{\frac{0,025}{78,1} + \frac{1-0,025}{92,1}} = 0,02935 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Массовые расходы питания и продуктов разделения пересчитываются в молярные по следующим формулам:

– для питания

$$F = \frac{\bar{G}_F}{M_F}; \quad (4.6)$$

– дистиллята

$$D = \frac{\bar{G}_D}{M_D}; \quad (4.7)$$

– кубового остатка

$$W = \frac{\bar{G}_W}{M_W}, \quad (4.8)$$

где F, D, W – молярные расходы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кмоль/с;

M_F, M_D и M_W – молярные массы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кг/кмоль.

Молярные массы питания и продуктов разделения определяются по формулам:

– для питания

$$M_F = M_{\text{HK}}x_F + M_{\text{БК}}(1-x_F); \quad (4.9)$$

– дистиллята

$$M_D = M_{\text{HK}}x_D + M_{\text{БК}}(1-x_D); \quad (4.10)$$

– кубового остатка

$$M_W = M_{\text{HK}}x_W + M_{\text{БК}}(1-x_W). \quad (4.11)$$

Молярные массы продуктов равны:

– питания

$$M_F = 78,1 \cdot 0,6001 + 92,1 \cdot (1 - 0,6001) = 83,70 \text{ кг/кмоль};$$

– дистиллята

$$M_D = 78,1 \cdot 0,983 + 92,1 \cdot (1 - 0,983) = 78,34 \text{ кг/кмоль};$$

– кубового остатка

$$M_W = 78,1 \cdot 0,02935 + 92,1 \cdot (1 - 0,02935) = 91,69 \text{ кг/кмоль}.$$

Молярные расходы продуктов равны:

– питания

$$F = \frac{2,222}{83,70} = 0,02655 \text{ кмоль/с};$$

– дистиллята

$$D = \frac{1,245}{78,34} = 0,01589 \text{ кмоль/с};$$

– кубового остатка

$$W = \frac{0,9773}{91,69} = 0,01066 \text{ кмоль/с}.$$

Относительный молярный расход питания определяется по формуле

$$f = \frac{F}{D}. \quad (4.12)$$

$$f = \frac{0,02655}{0,01589} = 1,671.$$

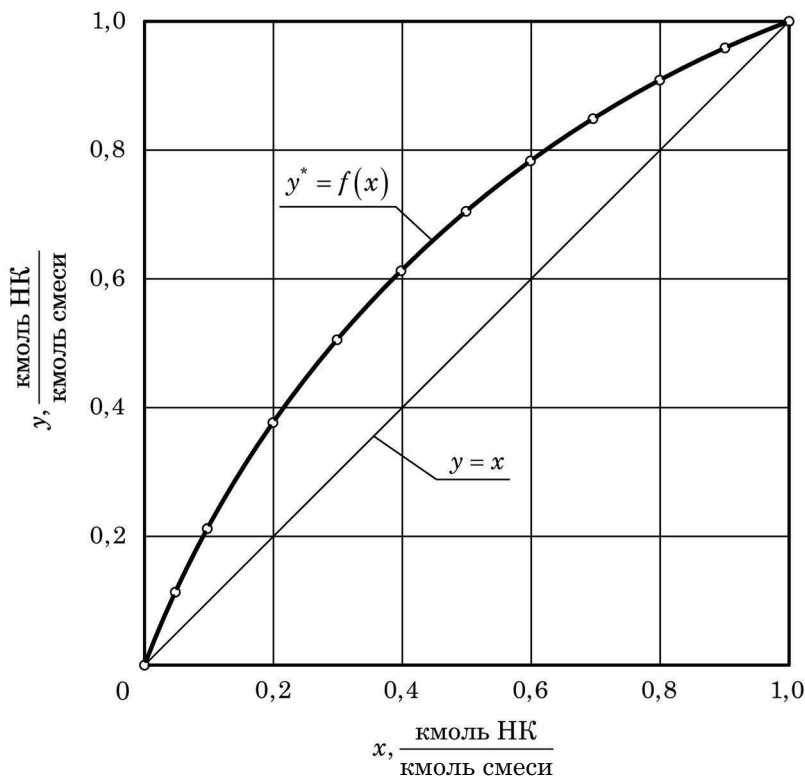
4.2 Условия равновесия

В дальнейших расчетах необходимо использовать x - y и t - x - y диаграммы равновесия, которые строятся по экспериментальным данным. Для смеси бензол-толуол при атмосферном давлении (по заданию $P = 0,1$ МПа) экспериментальные данные по равновесию [*] представлены в таблице 4.1. Обозначения, принятые в таблице: x и y – молярные доли бензола в жидкости и паре соответственно, кмоль НК/кмоль смеси; t – температура, °С.

Таблица 4.1 – Данные по равновесию жидкость – пар для смеси бензол-толуол при атмосферном давлении

$x \cdot 10^2, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$y \cdot 10^2, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100
$t, ^\circ\text{C}$	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2

По данным таблицы 4.1 строим диаграммы x - y и t - x - y (см. рисунки 4.1 и 4.2).


 Рисунок 4.1 – Диаграмма равновесия x - y для смеси бензол-толуол при $P = 0,1$ МПа

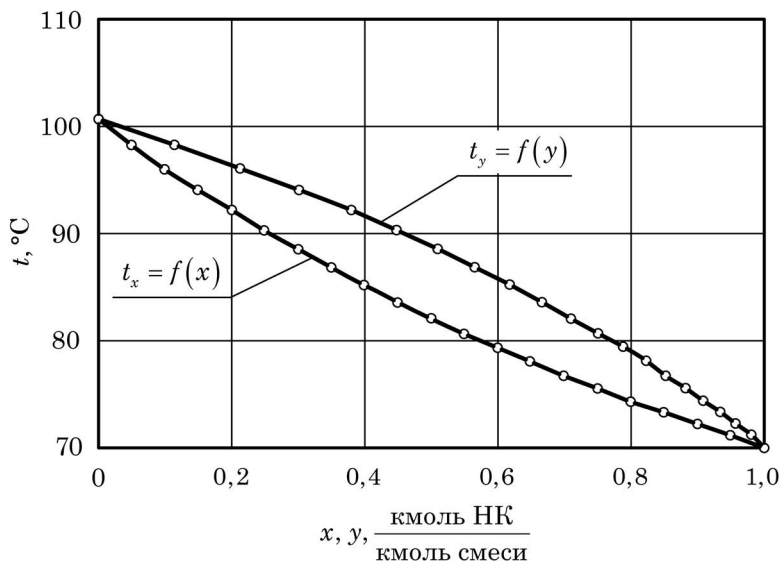


Рисунок 4.2 – Диаграмма равновесия t - x - y для смеси бензол-толуол при $P = 0,1$ МПа

4.3 Расчет минимального и рабочего флегмовых чисел

4.3.1 Расчет минимального флегмового числа

Минимальное флегмовое число $R_{\min}$ определяем по зависимости

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (4.13)$$

где y_F^* – молярная доля бензола в паре, равновесном с жидким питанием, кмоль/кмоль.

Значение $y_F^* = 0,79$ кмоль/кмоль находим графическим путем (ордината точки C на рисунке 4.3).

$$R_{\min} = \frac{0,9830 - 0,79}{0,79 - 0,6001} = 1,015.$$

Наносим на x - y -диаграмму точки $A(x_D; y_D = x_D)$ и $B(x_W; y_W = x_W)$. Соединяем точку $C(x_F; y_F^*)$ с точками A и B отрезками прямых. Полученные

отрезки AC и BC не пересекают линию равновесия $y^* = f(x)$, а касаются ее в точке C . Следовательно, формула (4.13) для расчета $R_{\min}$ применена верно.

4.3.2 Расчет оптимального флегмового числа

Оптимальное флегмовое число $R_{\text{опт}}$ определяем путем построения и анализа графика функции $N_T(R+1) = f(R)$, где N_T – число теоретических тарелок, обеспечивающих заданное разделение смеси в колонне при данном значении R .

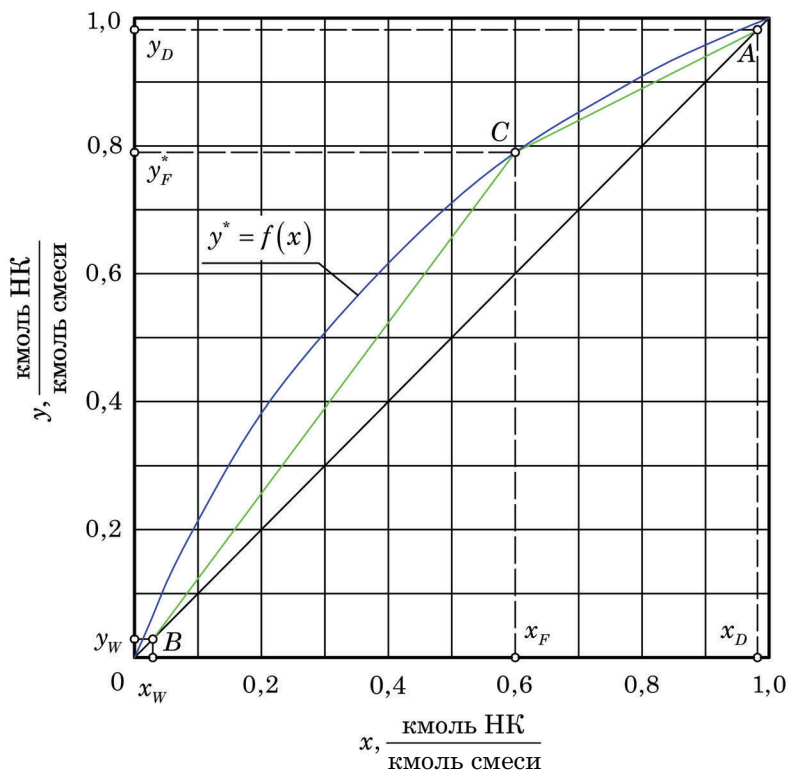


Рисунок 4.3 – К определению $R_{\min}$

Принимаем, что флегмовое число изменяется в пределах от R' до R'' . Значения R' и R'' по рекомендациям [*] рассчитываем по формулам:

$$R' = 1,05R_{\min}; \quad (4.14)$$

$$R'' = 2R_{\min} + 0,5. \quad (4.15)$$

$$R' = 1,05 \cdot 1,015 = 1,066;$$

$$R'' = 2 \cdot 1,015 + 0,5 = 2,531.$$

В диапазоне изменения R устанавливаем дополнительно $n_R = 6$ промежуточных значений флегмового числа с интервалом ΔR :

$$\Delta R = \frac{R'' - R'}{n_R + 1}. \quad (4.16)$$

$$\Delta R = \frac{2,531 - 1,066}{6 + 1} = 0,2092.$$

Промежуточные значения флегмового числа: $R_1 = 1,275$; $R_2 = 1,485$; $R_3 = 1,694$; $R_4 = 1,903$; $R_5 = 2,112$. $R_6 = 2,322$.

В качестве примера расчетов ниже приведено определение величины комплекса $N_T(R+1)$ для $R = R' = 1,066$.

Уравнение рабочей линии укрепляющей части колонны в явном виде

$$y_B = \frac{R}{R+1} x_B + \frac{x_D}{R+1}. \quad (4.17)$$

$$y_B = \frac{1,066}{1,066+1} x_B + \frac{0,9830}{1,066+1} = 0,5160 x_B + 0,4758. \quad (4.17a)$$

Принимаем $x_B = x_F = 0,6001$ кмоль/кмоль, тогда ордината точки пересечения рабочих линий y_B , кмоль/кмоль, вычисленная по уравнению (4.17a),

$$y_B = 0,5160 \cdot 0,6001 + 0,4758 = 0,7854 \text{ кмоль/кмоль}.$$

На диаграмме x - y выполняем построение рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны при $R = R'$ и линию равновесия $y^* = f(x)$. Для определения N_T используем графический метод Мак-Кэба и Тиле [*]. Результаты построения при $R = 1,066$ представлены на рисунке 4.4.

Из диаграммы (рисунок 4.4) число теоретических тарелок $N_T = 24,60$.
 Значение комплекса $N_T(R+1)$ при этом

$$N_T(R+1) = 24,60(1,066+1) = 50,83.$$

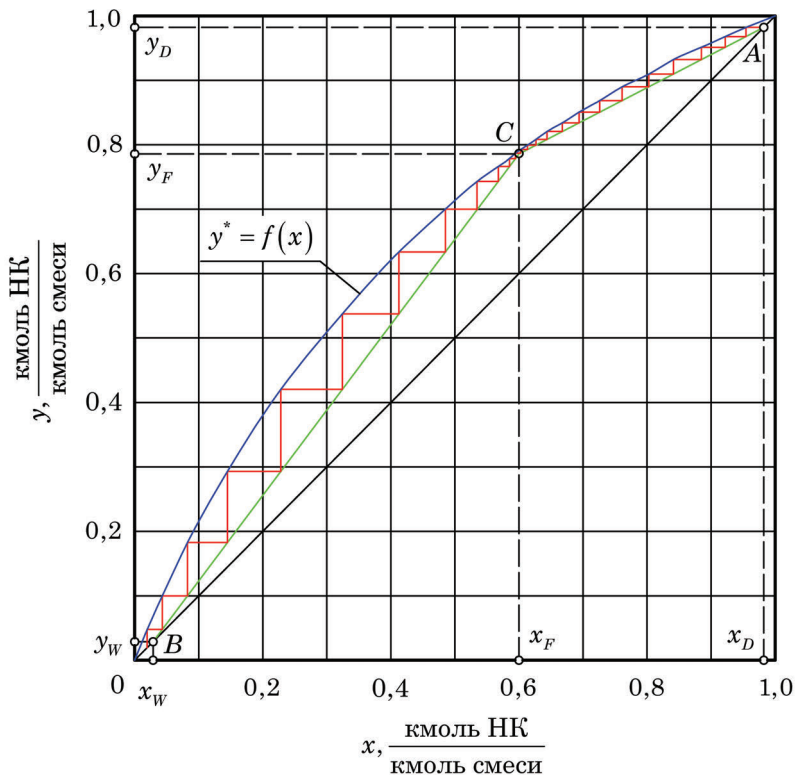


Рисунок 4.4 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R' = 1,066$

Аналогичные расчеты и построения производим для значений флегмового числа $R_1; R_2; R_3; R_4; R_5; R_6; R''$. Определение N_T при различных значениях R показано на рисунках 4.4–4.11. Результаты их представлены в таблице 4.2.

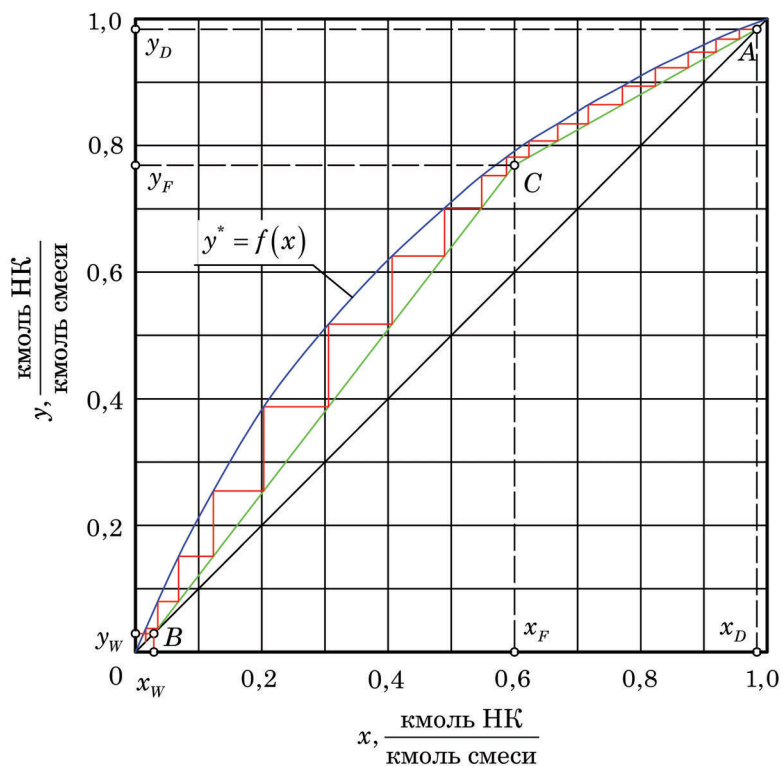


Рисунок 4.5 – К определению N_t для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_l = 1,275$

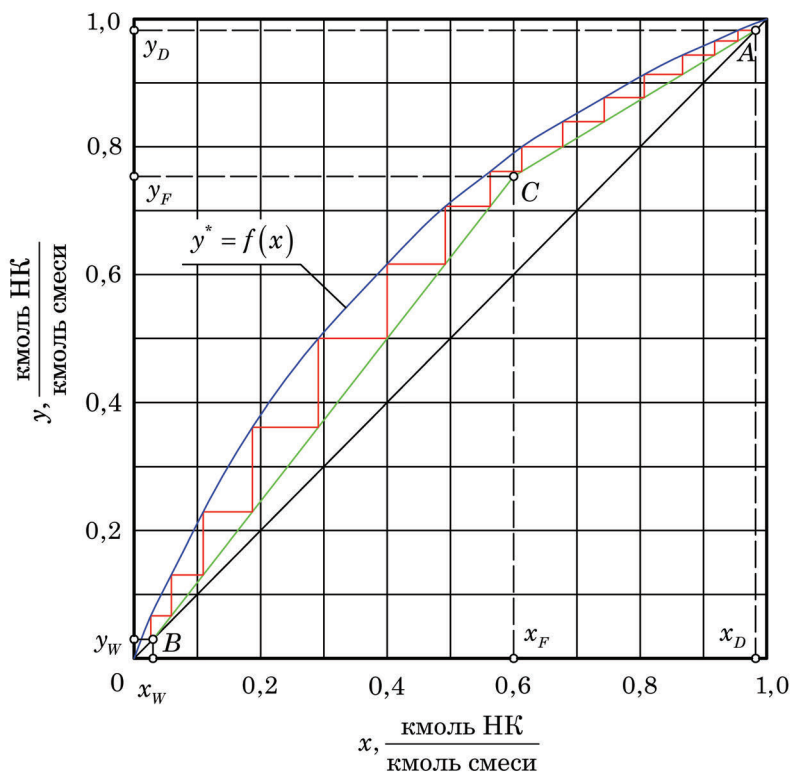


Рисунок 4.6 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_2 = 1,485$

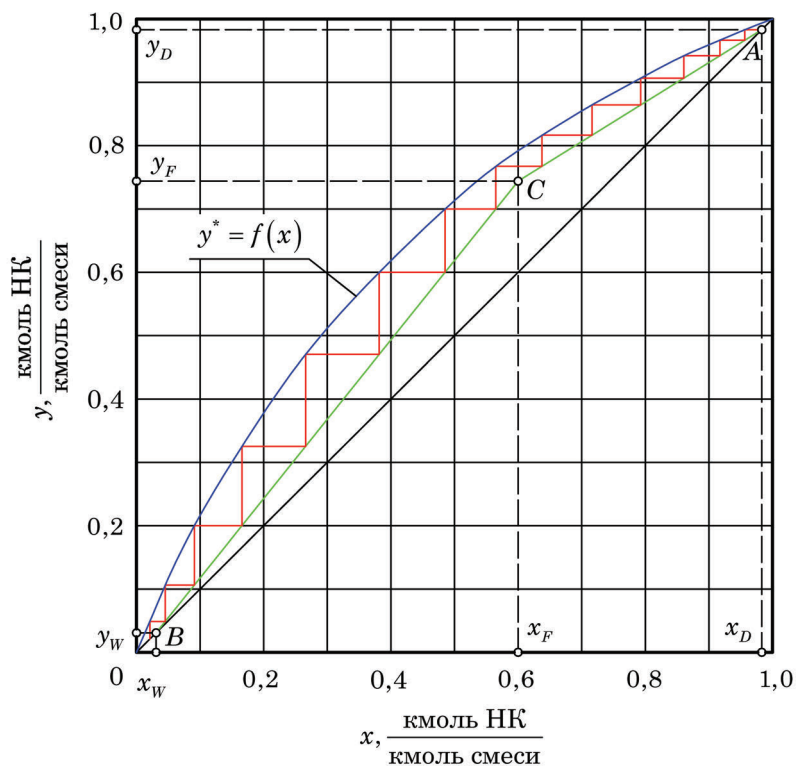


Рисунок 4.7 – К определению N_t для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_s = 1,694$

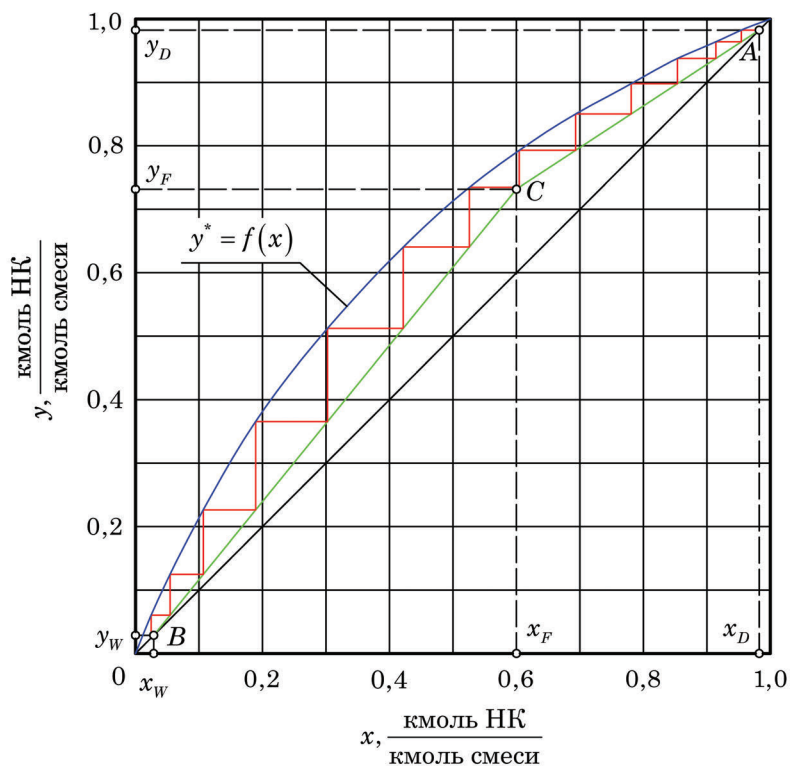


Рисунок 4.8 – К определению N_t для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_4 = 1,903$

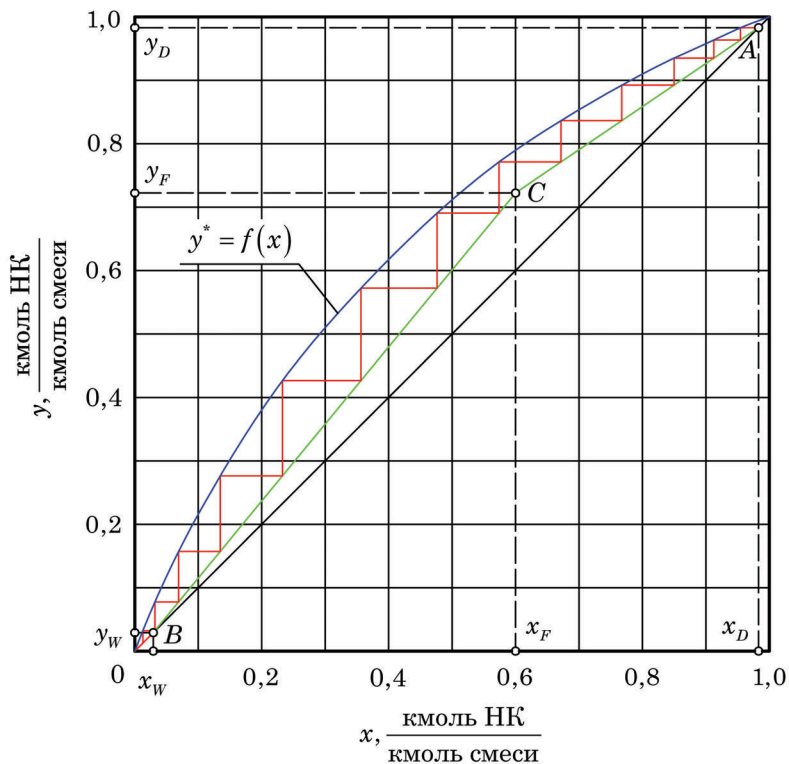


Рисунок 4.9 – К определению N_t для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_s = 2,112$

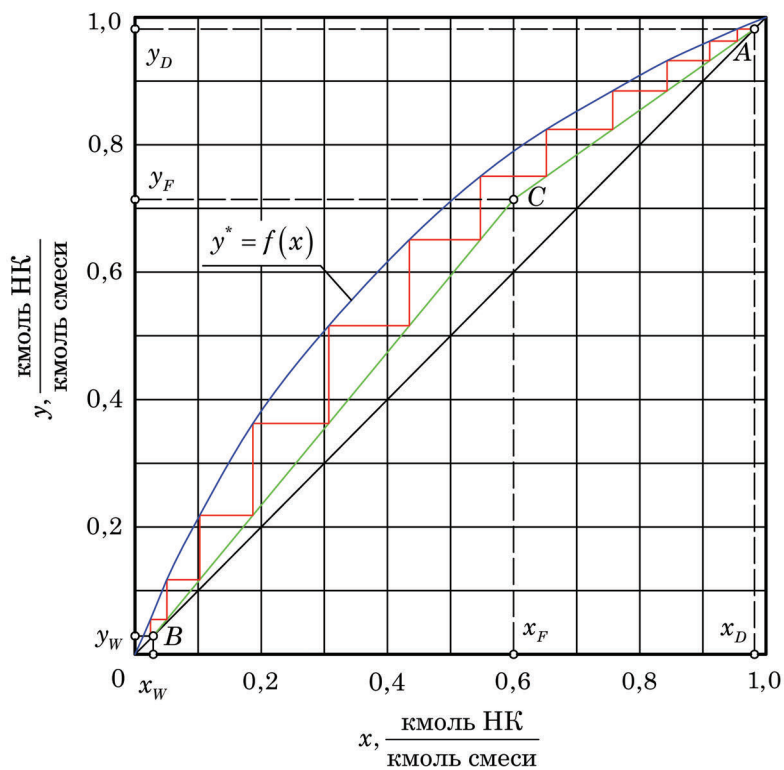


Рисунок 4.10 – К определению N_t для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_c = 2,322$

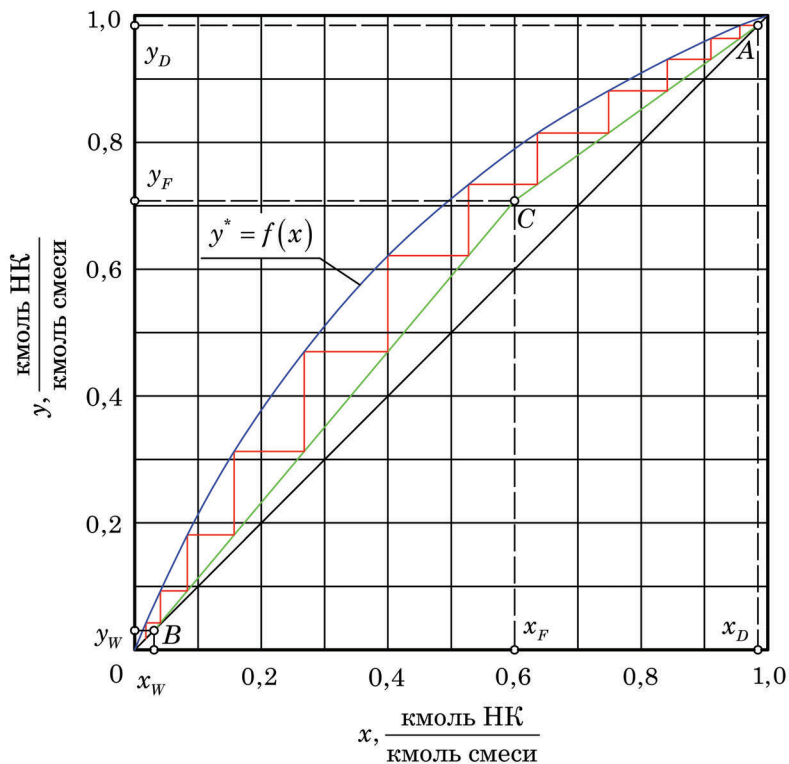
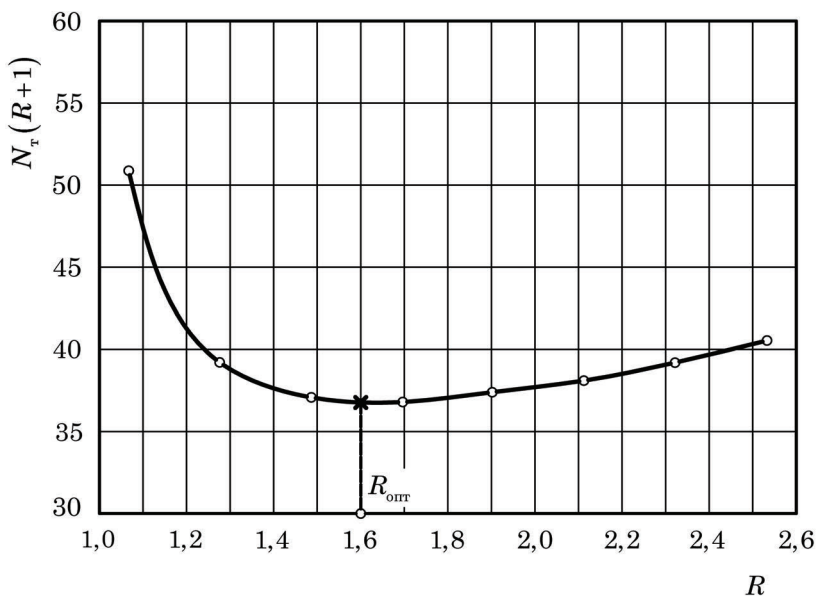


Рисунок 4.11 – К определению N_t для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R'' = 2,531$

Таблица 4.2 – Исходные данные и результаты расчетов к определению оптимального флегмового числа

R	1,066	1,275	1,485	1,694	1,903	2,112	2,322	2,531
$a = \frac{R}{R+1}$	0,5160	0,5605	0,5975	0,6288	0,6556	0,6787	0,6990	0,7169
$b = \frac{x_D}{R+1}$	0,4758	0,4320	0,3956	0,3649	0,3386	0,3158	0,2959	0,2784
$y_F, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0,7854	0,7684	0,7542	0,7423	0,7320	0,7232	0,7154	0,7086
$N_T, \text{штук}$	24,60	17,19	14,91	13,66	12,87	12,23	11,78	11,46
$N_T(R+1)$	50,83	39,12	37,06	36,81	37,36	38,07	39,14	40,47

По данным таблицы 4.2 выполняем график функции $N_T(R+1) = f(R)$, который показан на рисунке 4.12. Минимум функции $N_T(R+1) = f(R)$ соответствует $R_{\text{опт}} = 1,6$.


 Рисунок 4.12 – К определению $R_{\text{опт}}$

4.4 Рабочие линии и их построение на диаграмме x – y

Для дальнейших расчетов принимаем рабочее флегмовое число равным оптимальному $R = R_{\text{опт}} = 1,6$.

При рабочем флегмовом числе уравнения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны принимают вид

$$y_{\text{в}} = \frac{R}{R+1} x_{\text{в}} + \frac{x_D}{R+1}; \quad (4.18)$$

$$y_{\text{н}} = \frac{R+f}{R+1} x_{\text{н}} + \frac{1-f}{R+1} x_W. \quad (4.19)$$

В явном виде уравнения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны записываются следующим образом:

$$y_{\text{в}} = \frac{1,6}{1,6+1} x_{\text{в}} + \frac{0,9830}{1,6+1} = 0,6154x_{\text{в}} + 0,3781;$$

$$y_{\text{н}} = \frac{1,6+1,671}{1,6+1} x_{\text{н}} + \frac{1-1,671}{1,6+1} 0,02935 = 1,258x_{\text{н}} - 7,572 \cdot 10^{-3}.$$

На рисунке 4.13 представлена диаграмма x – y с рабочими линиями процесса при рабочем флегмовом числе.

4.5 Установление средних параметров жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

4.5.1 Расчет средних составов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

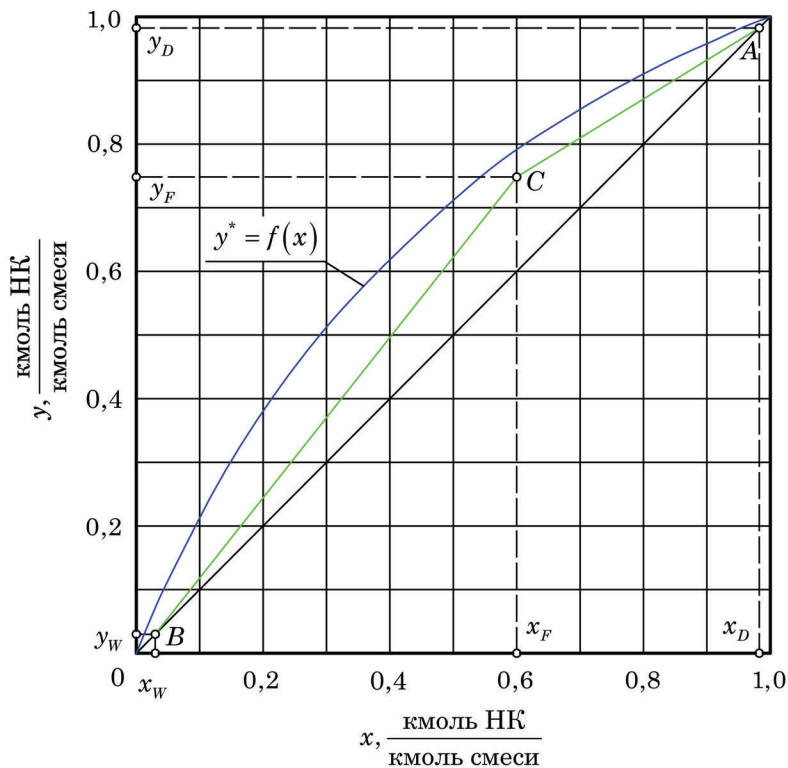
Среднюю молярную долю НК в жидкости в укрепляющей $x_{\text{в.с}}$, кмоль/кмоль, и исчерпывающей $x_{\text{н.с}}$, кмоль/кмоль, частях колонны рассчитываем по формулам:

$$x_{\text{в.с}} = 0,5(x_F + x_D); \quad (4.20)$$

$$x_{\text{н.с}} = 0,5(x_W + x_F). \quad (4.21)$$

$$x_{\text{в.с}} = 0,5(0,6001 + 0,9830) = 0,7916 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$x_{\text{н.с}} = 0,5(0,02935 + 0,6001) = 0,3147 \text{ кмоль/кмоль}.$$


 Рисунок 4.13 – Рабочие линии процесса при рабочем флегмовом числе $R = 1,6$

4.5.2 Расчет средних составов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в паре в укрепляющей $y_{в.с}$, кмоль/кмоль, и исчерпывающей $y_{н.с}$, кмоль/кмоль, частях колонны определяем расчетным путем по следующим формулам:

$$y_{в.с} = \frac{R}{R+1} x_{в.с} + \frac{x_D}{R+1}; \quad (4.22)$$

$$y_{н.с} = \frac{R+f}{R+1} x_{н.с} + \frac{1-f}{R+1} x_W. \quad (4.23)$$

$$y_{в.с} = \frac{1,6}{1,6+1} 0,7916 + \frac{0,9830}{1,6+1} = 0,8652 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$y_{н.с} = \frac{1,6+1,671}{1,6+1} 0,3147 + \frac{1-1,671}{1,6+1} 0,02935 = 0,3884 \text{ кмоль/кмоль}.$$

4.5.3 Расчет средних молярных масс жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную массу жидкости в укрепляющей части колонны $M_{хв}$, кг/кмоль, рассчитываем по формуле

$$M_{хв} = M_{НК} x_{в.с} + M_{БК} (1 - x_{в.с}). \quad (4.24)$$

$$M_{хв} = 78,1 \cdot 0,7916 + 92,1(1 - 0,7916) = 81,02 \text{ кг/кмоль}.$$

Среднюю молярную массу жидкости в исчерпывающей части колонны $M_{хн}$, кг/кмоль, определяем по формуле

$$M_{хн} = M_{НК} x_{н.с} + M_{БК} (1 - x_{н.с}). \quad (4.25)$$

$$M_{хн} = 78,1 \cdot 0,3147 + 92,1(1 - 0,3147) = 87,69 \text{ кг/кмоль}.$$

Среднюю молярную массу пара в укрепляющей части колонны M_{yb} , кг/кмоль, рассчитываем по формуле

$$M_{yb} = M_{НК} y_{в.с} + M_{БК} (1 - y_{в.с}). \quad (4.26)$$

$$M_{yb} = 78,1 \cdot 0,8652 + 92,1(1 - 0,8652) = 79,99 \text{ кг/кмоль}.$$

Среднюю молярную массу пара в исчерпывающей части колонны M_{yn} , кг/кмоль, рассчитываем по формуле

$$M_{yn} = M_{НК} y_{н.с} + M_{БК} (1 - y_{н.с}). \quad (4.27)$$

$$M_{yn} = 78,1 \cdot 0,3884 + 92,1(1 - 0,3884) = 86,66 \text{ кг/кмоль}.$$

4.5.4 Определение температур жидкости и пара

Необходимые для определения температур фаз построения на диаграмме t - x - y представлены на рисунке 4.14. В результате получены следующие значения:

- температура жидкого питания, подаваемого в колонну, $t_F = 89,40^\circ\text{C}$;
- температура жидкого кубового остатка, покидающего колонну, $t_W = 109,24^\circ\text{C}$;
- температура паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны, $t_{yD} = 81,14^\circ\text{C}$;
- температура жидких флегмы и дистиллята, отводимых из дефлегматора установки, $t_{xD} = t_{yD} = 81,14^\circ\text{C}$;
- средняя температура жидкости в укрепляющей части колонны $t_{xB} = 84,59^\circ\text{C}$;
- средняя температура жидкости в исчерпывающей части колонны $t_{xH} = 98,09^\circ\text{C}$;
- средняя температура пара в укрепляющей части колонны $t_{yB} = 86,32^\circ\text{C}$;
- средняя температура пара в исчерпывающей части колонны $t_{yH} = 102,0^\circ\text{C}$.

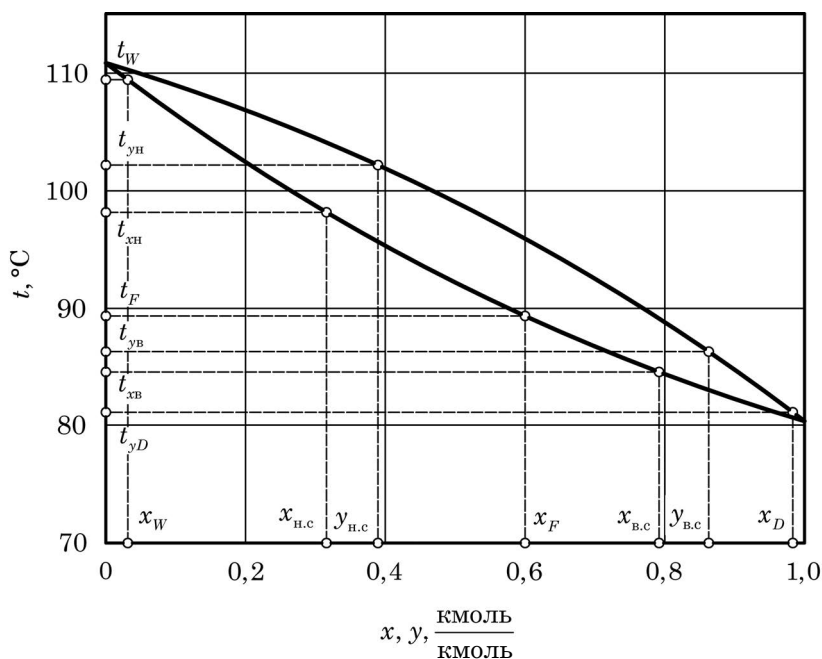


Рисунок 4.14 – Определение температур жидкости и пара на диаграмме $t-x-y$

4.5.5 Расчет плотности жидкости и пара

Расчет плотностей жидких потоков ρ_i , кг/м³, проводят по формуле

$$\rho_i = \frac{1}{\frac{\bar{x}_i}{\rho_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_i}{\rho_{\text{ВК}}}}, \quad (4.28)$$

где $\bar{x}_i$ – массовая доля НК в i -том потоке, кг/кг;

$\rho_{\text{НК}}$ и $\rho_{\text{ВК}}$ – плотности жидких НК и ВК соответственно при температуре (средней) потока, кг/м³.

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_w = 109,24^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 782,2$ кг/м³; $\rho_{\text{ВК}} = 778,3$ кг/м³ [*]. Плотность жидкого кубового остатка ρ_w , кг/м³, при $\bar{x}_w = 0,025$ кг/кг,

$$\rho_w = \frac{1}{\frac{0,025}{782,2} + \frac{1 - 0,025}{778,3}} = 778,4 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_F = 89,40^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 804,9$ кг/м³; $\rho_{\text{ВК}} = 798,7$ кг/м³ [*]. Плотность жидкого питания ρ_F , кг/м³, при $\bar{x}_F = 0,56$ кг/кг,

$$\rho_F = \frac{1}{\frac{0,56}{804,9} + \frac{1 - 0,56}{798,7}} = 802,1 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{xD} = 81,14^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 813,8$ кг/м³; $\rho_{\text{ВК}} = 807,4$ кг/м³ [*]. Плотность жидкого дистиллята ρ_D , кг/м³, при $\bar{x}_D = 0,98$ кг/кг,

$$\rho_D = \frac{1}{\frac{0,98}{813,8} + \frac{1 - 0,98}{807,4}} = 813,7 \text{ кг/м}^3.$$

Массовая доля НК в жидкостях среднего состава в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{x}_{\text{в.с}}$ и $\bar{x}_{\text{н.с}}$, кг/кг, соответственно

$$\bar{x}_{\text{в.с}} = \frac{x_{\text{в.с}} M_{\text{НК}}}{M_{\text{НК}} x_{\text{в.с}} + M_{\text{ВК}} (1 - x_{\text{в.с}})}; \quad (4.29)$$

$$\bar{x}_{\text{н.с}} = \frac{x_{\text{н.с}} M_{\text{НК}}}{M_{\text{НК}} x_{\text{н.с}} + M_{\text{ВК}} (1 - x_{\text{н.с}})}. \quad (4.30)$$

$$\bar{x}_{\text{в.с}} = \frac{0,7916 \cdot 78,1}{78,1 \cdot 0,7916 + 92,1(1 - 0,7916)} = 0,7631 \text{ кг/кг.}$$

$$\bar{x}_{\text{н.с}} = \frac{0,3147 \cdot 78,1}{78,1 \cdot 0,3147 + 92,1(1 - 0,3147)} = 0,2803 \text{ кг/кг.}$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 84,59^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 810,1 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 803,4 \text{ кг/м}^3$ [*]. Плотность жидкости среднего состава в укрепляющей части колонны $\rho_{\text{хв}}$, кг/м^3 ,

$$\rho_{\text{хв}} = \frac{1}{\frac{0,7631}{810,1} + \frac{1 - 0,7631}{803,4}} = 808,5 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}} = 98,09^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 795,2 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 790,0 \text{ кг/м}^3$ [*]. Плотность жидкости среднего состава в исчерпывающей части колонны $\rho_{\text{хн}}$, кг/м^3 ,

$$\rho_{\text{хн}} = \frac{1}{\frac{0,2803}{795,2} + \frac{1 - 0,2803}{790,0}} = 791,4 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны в дефлегматор ρ_{yD} , кг/м^3 ,

$$\rho_{\text{yD}} = \frac{M_D}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{\text{yD}} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}, \quad (4.31)$$

где P_0 – нормальное барометрическое давление, Па.

Нормальное барометрическое давление $P_0 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$.

$$\rho_{\text{yD}} = \frac{78,34}{22,4} \cdot \frac{273}{81,14 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,662 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров среднего состава в укрепляющей части колонны $\rho_{\text{yв}}$, кг/м^3 , рассчитываем по формуле

$$\rho_{\text{yв}} = \frac{M_{\text{yв}}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{\text{yв}} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}. \quad (4.32)$$

$$\rho_{\text{yв}} = \frac{79,99}{22,4} \cdot \frac{273}{86,32 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,679 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров среднего состава в исчерпывающей части колонны ρ_{yn} , кг/м³, рассчитываем по формуле

$$\rho_{yn} = \frac{M_{yn}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yn} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}. \quad (4.33)$$

$$\rho_{yn} = \frac{86,66}{22,4} \cdot \frac{273}{102,0 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,781 \text{ кг/м}^3.$$

4.5.6 Расчет массовых расходов жидкости и пара

Массовый расход флегмы $\bar{G}_R$, кг/с, вычисляем по формуле

$$\bar{G}_R = \bar{G}_D R. \quad (4.34)$$

$$\bar{G}_R = 1,245 \cdot 1,6 = 1,992 \text{ кг/с}.$$

Средние массовые расходы жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{xb}$ и $\bar{G}_{xn}$ соответственно, кг/с, определяем по зависимостям:

$$\bar{G}_{xb} = M_{xb} D R; \quad (4.35)$$

$$\bar{G}_{xn} = M_{xn} D (R + f). \quad (4.36)$$

$$\bar{G}_{xb} = 81,02 \cdot 0,01589 \cdot 1,6 = 2,06 \text{ кг/с}.$$

$$\bar{G}_{xn} = 87,69 \cdot 0,01589 (1,6 + 1,671) = 4,558 \text{ кг/с}.$$

Массовый расход пара флегмы и дистиллята, покидающих колонну, $\bar{G}$, кг/с, рассчитываем по формуле

$$\bar{G} = \bar{G}_R + \bar{G}_D. \quad (4.37)$$

$$\bar{G} = 1,992 + 1,245 = 3,237 \text{ кг/с}.$$

Средние массовые расходы пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{yb}$ и $\bar{G}_{yn}$ соответственно, кг/с, определяем по следующим зависимостям:

$$\bar{G}_{yb} = M_{yb} D (R + 1); \quad (4.38)$$

$$\bar{G}_{yn} = M_{yn} D (R + 1). \quad (4.39)$$

$$\bar{G}_{\text{yb}} = 79,99 \cdot 0,01589(1,6+1) = 3,305 \text{ кг/с.}$$

$$\bar{G}_{\text{yh}} = 86,66 \cdot 0,01589(1,6+1) = 3,581 \text{ кг/с.}$$

4.5.7 Расчет объемных расходов жидкости и пара

Объемный расход паров флегмы и дистиллята при рабочих условиях V_G , м³/с, рассчитываем по формуле

$$V_G = \frac{\bar{G}_R}{\rho_{yD}}. \quad (4.40)$$

$$V_G = \frac{1,992}{2,662} = 0,7483 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Для расчета средних объемных расходов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны V_{yb} и V_{yh} соответственно, м³/с, используем зависимости:

$$V_{\text{yb}} = \frac{\bar{G}_{\text{yb}}}{\rho_{\text{yb}}}; \quad (4.41)$$

$$V_{\text{yh}} = \frac{\bar{G}_{\text{yh}}}{\rho_{\text{yh}}}. \quad (4.42)$$

$$V_{\text{yb}} = \frac{3,305}{2,679} = 1,234 \text{ м}^3/\text{с.}$$

$$V_{\text{yh}} = \frac{3,581}{2,781} = 1,288 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Объемные расходы жидких питания, дистиллята и кубового остатка V_F , V_D и V_W соответственно, м³/с, определяют по формулам:

$$V_F = \frac{\bar{G}_F}{\rho_F}; \quad (4.43)$$

$$V_D = \frac{\bar{G}_D}{\rho_D}; \quad (4.44)$$

$$V_W = \frac{\bar{G}_W}{\rho_W}. \quad (4.45)$$

$$V_F = \frac{2,222}{802,1} = 2,770 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_D = \frac{1,245}{813,7} = 1,530 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_W = \frac{0,977}{778,4} = 1,256 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объемный расход жидкой флегмы V_R , $\text{м}^3/\text{с}$, определяем следующим образом:

$$V_R = \frac{\bar{G}_R}{\rho_D}. \quad (4.46)$$

$$V_R = \frac{1,992}{813,7} = 2,448 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Расчет средних объемных расходов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $V_{\text{хв}}$ и $V_{\text{хн}}$ соответственно, $\text{м}^3/\text{с}$, осуществляем по следующим формулам:

$$V_{\text{хв}} = \frac{\bar{G}_{\text{хв}}}{\rho_{\text{хв}}}; \quad (4.47)$$

$$V_{\text{хн}} = \frac{\bar{G}_{\text{хн}}}{\rho_{\text{хн}}}. \quad (4.48)$$

$$V_{\text{хв}} = \frac{2,06}{808,5} = 2,548 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_{\text{хн}} = \frac{4,558}{791,4} = 5,759 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

4.5.8 Расчет динамической вязкости жидкостей

Средние значения динамической вязкости жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\mu_{\text{хв}}$ и $\mu_{\text{хн}}$ соответственно, $\text{Па} \cdot \text{с}$, определяем по формулам:

$$\mu_{\text{хв}} = 10^{x_{\text{н.с}} \lg \mu_{\text{НК.н}} + (1-x_{\text{н.с}}) \lg \mu_{\text{БК.н}}}; \quad (4.49)$$

$$\mu_{\text{хн}} = 10^{x_{\text{н.с}} \lg \mu_{\text{НК.н}} + (1-x_{\text{н.с}}) \lg \mu_{\text{ВК.н}}}, \quad (4.50)$$

где $\mu_{\text{НК.в}}$ и $\mu_{\text{ВК.в}}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{хв}}$, Па·с;

$\mu_{\text{НК.н}}$ и $\mu_{\text{ВК.н}}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{хн}}$, Па·с.

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 84,59^\circ\text{C}$: $\mu_{\text{НК.в}} = 3,019 \cdot 10^{-4}$ Па·с; $\mu_{\text{ВК.в}} = 3,070 \cdot 10^{-4}$ Па·с [*].

$$\mu_{\text{хв}} = 10^{0,7916 \cdot \lg(3,019 \cdot 10^{-4}) + (1-0,7916) \lg(3,070 \cdot 10^{-4})} = 3,029 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}} = 98,09^\circ\text{C}$: $\mu_{\text{НК.н}} = 2,656 \cdot 10^{-4}$ Па·с; $\mu_{\text{ВК.н}} = 2,752 \cdot 10^{-4}$ Па·с [*].

$$\mu_{\text{хн}} = 10^{0,3147 \cdot \lg(2,656 \cdot 10^{-4}) + (1-0,3147) \lg(2,752 \cdot 10^{-4})} = 2,721 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

4.6 Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне и ее диаметра

4.6.1 Расчет рабочей скорости пара в колонне

Для ситчатых тарелок при межтарельчатых расстояниях от 300 до 700 мм расчетные рабочие скорости для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $w_{\text{р.в}}$ и $w_{\text{р.н}}$ соответственно, м/с, определяем по следующим зависимостям:

$$w_{\text{р.в}} = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{хв}} - \rho_{\text{ув}}}{\rho_{\text{ув}}}}; \quad (4.51)$$

$$w_{\text{р.н}} = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{хн}} - \rho_{\text{ун}}}{\rho_{\text{ун}}}}, \quad (4.52)$$

где C – коэффициент, м/с.

Значение коэффициента C зависит от межтарельчатого расстояния h_t , м, и определяется по графику [*]. Принимаем $h_t = 0,4$ м, тогда $C = 0,057$.

$$w_{\text{р.в}} = 0,057 \sqrt{\frac{808,5 - 2,679}{2,679}} = 0,9887 \text{ м/с}.$$

$$w_{p.n} = 0,057 \sqrt{\frac{791,4 - 2,781}{2,781}} = 0,9599 \text{ м/с.}$$

4.6.2 Расчет диаметра ректификационной колонны

Расчетные диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $D_{p.в}$ и $D_{p.н}$ соответственно, м, определяем по формулам:

$$D_{p.в} = \sqrt{\frac{4V_{yв}}{\pi w_{p.в}}}; \quad (4.53)$$

$$D_{p.н} = \sqrt{\frac{4V_{yн}}{\pi w_{p.н}}}. \quad (4.54)$$

$$D_{p.в} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,234}{3,14 \cdot 0,9887}} = 1,261 \text{ м.}$$

$$D_{p.н} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,288}{3,14 \cdot 0,9599}} = 1,307 \text{ м.}$$

Полученные расчетные диаметры отличаются несущественно – $D_{p.н} - D_{p.в} = 0,0463 < 0,2$ м, поэтому за расчетный диаметр принимаем больший из них: $D_p = D_{p.н} = 1,307$ м.

Действительный диаметр колонны D_k , м, принимаем ближайшим к D_p , диаметр стандартизованного колонного тарельчатого аппарата $D_k = 1,4$ м [*].

4.6.3 Действительная скорость пара в колонне

Действительные скорости пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $w_{yв}$ и $w_{yн}$ соответственно, м/с, рассчитывают по следующим формулам:

$$w_{yв} = \frac{4V_{yв}}{\pi D_k^2}; \quad (4.55)$$

$$w_{yн} = \frac{4V_{yн}}{\pi D_k^2}. \quad (4.56)$$

$$w_{\text{в}} = \frac{4 \cdot 1,234}{3,14 \cdot 1,4^2} = 0,8015 \text{ м/с.}$$

$$w_{\text{н}} = \frac{4 \cdot 1,288}{3,14 \cdot 1,4^2} = 0,8365 \text{ м/с.}$$

4.6.4 Параметры тарелки

Для принятого значения $D_{\text{к}} = 1,4$ м ситчатая тарелка (тип 1, исполнение 2) имеет следующие параметры [*]:

- диаметр отверстий $d_o = 0,008$ м;
- шаг отверстий в тарелке $t_o = 0,018$ м;
- относительное свободное сечение тарелки $f_{\text{св}} = 0,1201 \text{ м}^2/\text{м}^2$;
- высота сливного порога $h_{\text{пер}} = 0,03$ м;
- периметр слива $L_{\text{с}} = 0,84$ м.

Значения $d_o, t_o, h_{\text{пер}}$ приняты из рекомендуемых технической документации на изготовление ситчатых тарелок [*].

4.7 Расчет высоты ректификационной колонны

4.7.1 Расчет числа теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Число теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $N_{\text{т.в}}$ и $N_{\text{т.н}}$ соответственно, штук, определим по методу Мак-Кэба и Тиле [*] (построения на диаграмме x – y представлены на рисунке 4.15). Число теоретических тарелок в укрепляющей части колонны $N_{\text{т.в}} = 6,80$ штук, число теоретических тарелок в исчерпывающей части колонны $N_{\text{т.н}} = 7,14$ штук. Дробные части значений $N_{\text{т.в}}$ и $N_{\text{т.н}}$ определены по методу, описанному в пособии [*].

4.7.2 Расчет средней эффективности тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю эффективность ситчатых тарелок при ректификации в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\eta_{\text{в}}$ и $\eta_{\text{н}}$ соответственно определяем с помощью эмпирических зависимостей [*]:

$$\eta_{\text{в}} = 0,091(\alpha_{\text{в}} \mu_{\text{хв}})^{-0,245}; \quad (4.57)$$

$$\eta_n = 0,091(\alpha_n \mu_{\text{хн}})^{-0,245}, \quad (4.58)$$

где $\alpha_{\text{в}}$ и $\alpha_{\text{н}}$ – относительные летучести компонентов разделяемой смеси в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно.

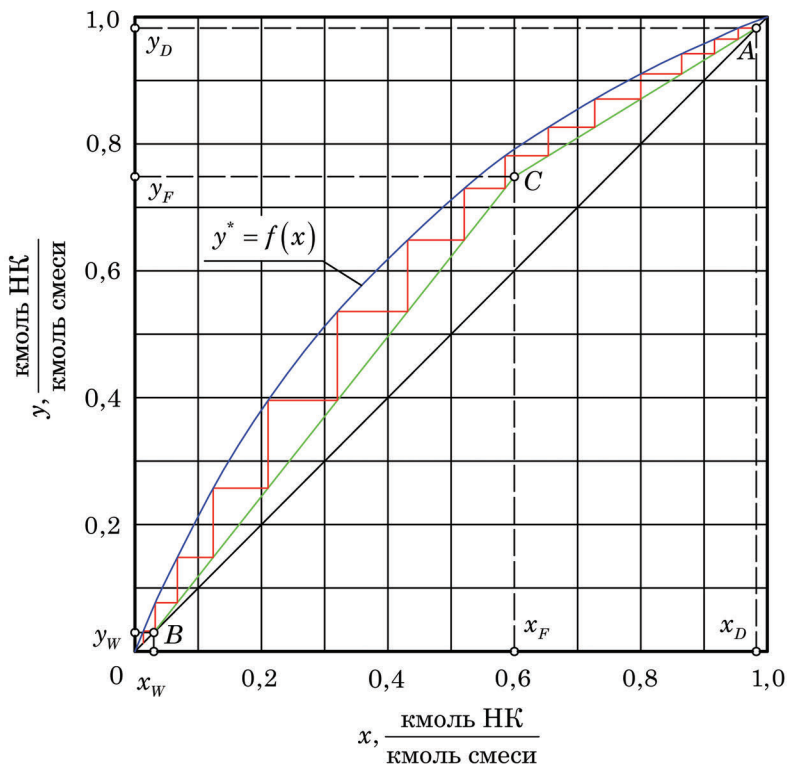


Рисунок 4.15 – К определению числа теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях ректификационной колонны

Величины $\alpha_{\text{в}}$ и $\alpha_{\text{н}}$ рассчитываем по формулам:

$$\alpha_{\text{в}} = \frac{P_{\text{НК.в}}}{P_{\text{БК.в}}}; \quad (4.59)$$

$$\alpha_{\text{н}} = \frac{P_{\text{НК,н}}}{P_{\text{БК,н}}}, \quad (4.60)$$

где $P_{\text{НК,в}}$ и $P_{\text{БК,в}}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}}$ соответственно, Па;

$P_{\text{НК,н}}$ и $P_{\text{БК,н}}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}}$ соответственно, Па;

Давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 84,59^\circ\text{C}$:
 $P_{\text{НК,в}} = 1,156 \cdot 10^5$ Па; $P_{\text{БК,в}} = 4,597 \cdot 10^4$ Па [*].

$$\alpha_{\text{в}} = \frac{1,156 \cdot 10^5}{4,597 \cdot 10^4} = 2,513.$$

Давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}} = 98,09^\circ\text{C}$:
 $P_{\text{НК,н}} = 1,700 \cdot 10^5$ Па; $P_{\text{БК,н}} = 7,162 \cdot 10^4$ Па [*].

$$\alpha_{\text{н}} = \frac{1,700 \cdot 10^5}{7,162 \cdot 10^4} = 2,374.$$

$$\eta_{\text{в}} = 0,091 \left(2,513 \cdot 3,029 \cdot 10^{-4} \right)^{-0,245} = 0,5285.$$

$$\eta_{\text{н}} = 0,091 \left(2,374 \cdot 2,721 \cdot 10^{-4} \right)^{-0,245} = 0,5502.$$

При длине пути жидкости на тарелке $l_{\text{п}}$ более 0,9 м следует откорректировать полученные значения $\eta_{\text{в}}$ и $\eta_{\text{н}}$. Определим длину пути жидкости на тарелке $l_{\text{п}}$, м, по формуле

$$l_{\text{п}} = \sqrt{D_{\text{к}}^2 - L_{\text{с}}^2}. \quad (4.61)$$

$$l_{\text{п}} = \sqrt{1,4^2 - 0,84^2} = 1,12 \text{ м}.$$

При $l_{\text{п}} > 0,9$ м корректировку полученных ранее значений $\eta_{\text{в}}$ и $\eta_{\text{н}}$ проводим по следующим зависимостям:

$$\eta_{\text{лв}} = \eta_{\text{в}} A_l; \quad (4.62)$$

$$\eta_{\text{лн}} = \eta_{\text{н}} A_l, \quad (4.63)$$

где $\eta_{\text{лв}}$ и $\eta_{\text{лн}}$ – откорректированные с учетом длины пути жидкости значения эффективности тарелки в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны;

A_l – коэффициент, величина которого зависит от $l_{\text{п}}$.

Из графика зависимости $A_l = f(l_n)$ [*] $A_l = 1,079$.

$$\eta_{l_B} = 0,5285 \cdot 1,079 = 0,5701.$$

$$\eta_{l_H} = 0,5502 \cdot 1,079 = 0,5935.$$

4.7.3 Расчет числа тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны N_B и N_H соответственно, штук, рассчитаем по формулам:

$$N_B = \frac{N_{т.Б.}}{\eta_{l_B}}; \quad (4.64)$$

$$N_H = \frac{N_{т.Н.}}{\eta_{l_H}}. \quad (4.65)$$

$$N_B = \frac{6,80}{0,5701} = 11,93 \text{ штук.}$$

$$N_H = \frac{7,14}{0,5935} = 12,03 \text{ штук.}$$

Округлим полученные значения до целого в большую сторону и получим $N_B = 12$ штук $N_H = 13$ штук. Общее число тарелок ректификационной колонны N , штук, определяем следующим образом:

$$N = N_H + N_B. \quad (4.66)$$

$$N = 13 + 12 = 25 \text{ штук.}$$

Руководствуясь указаниями по конструированию колонных аппаратов [*], N принимают четным (при необходимости для этого в укрепляющую часть добавляют одну тарелку).

Окончательно принимаем:

- число тарелок в укрепляющей части колонны $N_B = 13$ штук;
- число тарелок в исчерпывающей части колонны $N_H = 13$ штук;
- общее число тарелок в колонне $N = 26$ штук;
- питающая тарелка 13 (снизу).

4.7.4 Расчет высоты тарельчатой части колонны

Принимаем, что разделяемая смесь не содержит загрязненных сред, поэтому максимальное количество тарелок в колонне, при котором не требуется установка люков в ее тарельчатой части, $N_{\text{тл}} = 12$ штук. Общее число тарелок в колонне $N > N_{\text{тл}}$, поэтому необходима установка люков.

Число устанавливаемых люков $N_{\text{л}}$, штук, и, соответственно, число увеличенных межтарельчатых расстояний под люки определяем следующим образом:

$$N_{\text{л}} = \frac{N}{N_{\text{тл}}} - 1. \quad (4.67)$$

$$N_{\text{л}} = \frac{26}{12} - 1 = 1,167 \text{ штук.}$$

Полученный результат округляем до целого в большую сторону $N_{\text{л}} = 2$ штуки.

Высоту тарельчатой части корпуса ректификационной колонны $H_{\text{тч}}$, м, рассчитываем по формуле

$$H_{\text{тч}} = (N - 1)h_{\text{т}} + N_{\text{л}}(h_{\text{л}} - h_{\text{т}}), \quad (4.68)$$

где $h_{\text{л}}$ – межтарельчатое расстояние в месте установки люка, м.

По рекомендациям, приведенным в каталоге [*,], принимаем $h_{\text{л}} = 0,8$ м.

$$H_{\text{тч}} = (26 - 1)0,4 + 2(0,8 - 0,4) = 10,8 \text{ м.}$$

4.7.5 Расчет габаритной высоты ректификационной колонны

Габаритную высоту тарельчатой ректификационной колонны цельно-сварного исполнения (см. рисунок 4.16) рассчитываем по формуле

$$H = H_{\text{тч}} + H_{\text{кч}} + H_{\text{сч}} + H_{\text{д}} + H_{\text{о}} + h_{\text{шт}} + l_{\text{шв}}, \quad (4.69)$$

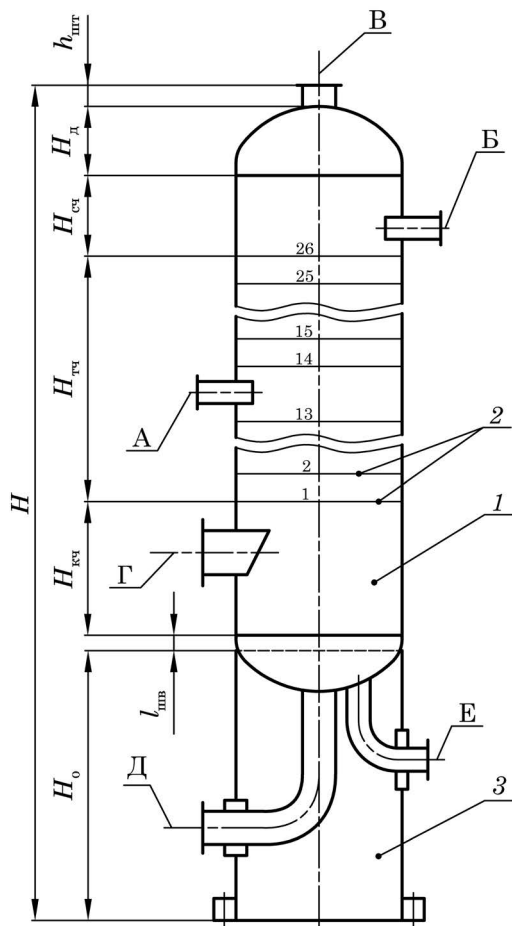
где $H_{\text{кч}}$ и $H_{\text{сч}}$ – высоты обечаек (цилиндрических участков) кубовой и сепарационной частей корпуса колонны соответственно, м;

$H_{\text{д}}$ – высота эллиптического днища (крышки корпуса) колонны, м;

$H_{\text{о}}$ – высота цилиндрической опоры, м;

$h_{\text{шт}}$ – высота штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята в дефлегматор, м;

$l_{\text{шв}}$ – расстояние между плоскостями расположения сварных швов соединения днища с обечайкой корпуса и опоры с днищем, м.



1 – корпус; 2 – тарелки; 3 – цилиндрическая опора.
 Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы;
 В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа
 парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода
 кубового остатка на циркуляцию (в испаритель);
 Е – для выхода кубового остатка

Рисунок 4.16 – Схема к расчету габаритной высоты тарельчатой
 ректификационной колонны цельносварного исполнения

Для цельносварных тарельчатых колонных аппаратов диаметром от 1,0 до 3,6 м [*]: $H_{\text{кч}} = 2,8$ м; $H_{\text{сч}} = 1,6$ м; $H_o = 2,0$ м; $h_{\text{шт}} = 0,2$ м; $l_{\text{шв}} = 0,08$ м.

Высоту эллиптического днища с отбортовкой H_d , м, приближенно рассчитываем по формуле

$$H_d = 0,25D_k + 0,04. \quad (4.70)$$

$$H_d = 0,25 \cdot 1,4 + 0,04 = 0,39 \text{ м.}$$

$$H = 10,8 + 2,8 + 1,6 + 0,39 + 2,0 + 0,2 + 0,08 = 17,87 \text{ м.}$$

Расчетная габаритная высота колонны меньше максимально допустимой габаритной высоты стандартизированного цельносварного тарельчатого колонного аппарата, которая при $D_k = 1,4$ м составляет 30 м [*].

4.8 Расчет гидравлического сопротивления ректификационной колонны

Общее гидравлическое сопротивление тарельчатой ректификационной колонны ΔP_k , Па, рассчитываем по зависимости

$$\Delta P_k = \Delta P_{\text{т.н}} N_n + \Delta P_{\text{т.в}} N_v, \quad (4.71)$$

где $\Delta P_{\text{т.н}}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки исчерпывающей части колонны, Па;

$\Delta P_{\text{т.в}}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки укрепляющей части колонны, Па.

Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок рассчитываем по следующим формулам:

$$\Delta P_{\text{т.в}} = \Delta P_{\text{сух.в}} + \Delta P_{\text{пж.в}} + \Delta P_{\text{св}}; \quad (4.72)$$

$$\Delta P_{\text{т.н}} = \Delta P_{\text{сух.н}} + \Delta P_{\text{пж.н}} + \Delta P_{\text{сн}}; \quad (4.73)$$

где $\Delta P_{\text{сух.в}}$ и $\Delta P_{\text{сух.н}}$ – гидравлические сопротивления сухих тарелок укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, Па;

$\Delta P_{\text{пж.в}}$ и $\Delta P_{\text{пж.н}}$ – гидравлические сопротивления, обусловленные парожидкостными слоями на тарелках укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, Па;

$\Delta P_{\text{св}}$ и $\Delta P_{\text{сн}}$ – гидравлические сопротивления, обусловленные преодолением сил поверхностного натяжения на тарелках укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, Па.

4.8.1 Гидравлическое сопротивление сухих тарелок

Сопротивление сухих тарелок определяем с использованием формул:

$$\Delta P_{\text{сух.в}} = \zeta_{\text{сух}} \frac{\rho_{\text{ув}} w_{\text{ув}}^2}{2 f_{\text{св}}^2}; \quad (4.74)$$

$$\Delta P_{\text{сух.н}} = \zeta_{\text{сух}} \frac{\rho_{\text{ун}} w_{\text{ун}}^2}{2 f_{\text{св}}^2}, \quad (4.75)$$

где $\zeta_{\text{сух}}$ – коэффициент сопротивления сухой тарелки;

$F_{\text{св}}$ – относительное свободное сечение тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$.

Для ситчатых тарелок при $f_{\text{св}}$ от 0,10 до 0,20 $\text{м}^2/\text{м}^2$ коэффициент сопротивления сухих тарелок $\zeta_{\text{сух}}$ рекомендуется принимать в пределах от 1,4 до 1,5 [*]. Принимаем $\zeta_{\text{сух}} = 1,4$.

$$\Delta P_{\text{сух.в}} = 1,4 \frac{2,679 \cdot 0,8015^2}{2 \cdot 0,1201^2} = 83,51 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{\text{сух.н}} = 1,4 \frac{2,781 \cdot 0,8365^2}{2 \cdot 0,1201^2} = 94,42 \text{ Па.}$$

4.8.2 Гидравлическое сопротивление, обусловленное парожидкостным слоем на тарелке

Для расчетов гидравлического сопротивления ситчатых тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны, обусловленного парожидкостным слоем, используем следующие формулы:

$$\Delta P_{\text{пж.в}} = \rho_{\text{хв}} g h_{0\text{в}}; \quad (4.76)$$

$$\Delta P_{\text{пж.н}} = \rho_{\text{хн}} g h_{0\text{н}}, \quad (4.77)$$

где $h_{0\text{в}}$ и $h_{0\text{н}}$ – высота слоев светлой жидкости на тарелках укрепляющей и исчерпывающей частей колонны, м.

Высоты светлых слоев жидкости $h_{0\text{н}}$ и $h_{0\text{в}}$ для ситчатых тарелок рассчитываем по следующим зависимостям:

$$h_{0\text{в}} = 0,787 \left(\frac{V_{\text{хв}}}{L_{\text{с}}} \right)^{0,2} h_{\text{пер}}^{0,56} w_{\text{ув}}^{0,05-4,6 h_{\text{пер}}} (1 - 0,31 e^{-110 \mu_{\text{хв}}}) \left(\frac{\sigma_{\text{хв}}}{\sigma} \right)^{0,09}; \quad (4.78)$$

$$h_{0н} = 0,787 \left(\frac{V_{хн}}{L_c} \right)^{0,2} h_{пер}^{0,56} w_{ун}^{0,05-4,6h_{пер}} \left(1 - 0,31e^{-110\mu_{н}} \right) \left(\frac{\sigma_{хн}}{\sigma} \right)^{0,09}, \quad (4.79)$$

где $h_{пер}$ – высота переливного порога тарелки, м;

$\sigma_{хв}$ и $\sigma_{хн}$ – поверхностное натяжение жидкостей средних составов при их средних температурах в укрепляющей и истощивающей частях колонны соответственно, Н/м;

σ – поверхностное натяжение воды при температуре 20°C, Н/м.

Принимаем:

$$\sigma_{хв} = 0,5(\sigma_{НК.в} + \sigma_{БК.в}); \quad (4.80)$$

$$\sigma_{хн} = 0,5(\sigma_{НК.н} + \sigma_{БК.н}), \quad (4.81)$$

где $\sigma_{НК.в}$ и $\sigma_{БК.в}$ – поверхностное натяжение жидких НК и БК соответственно при средней температуре жидкости в укрепляющей части колонны, Н/м;

$\sigma_{НК.н}$ и $\sigma_{БК.н}$ – поверхностное натяжение жидких НК и БК соответственно при средней температуре жидкости в истощивающей части колонны, Н/м.

Поверхностное натяжение жидких НК и БК при температуре $t_{хв} = 84,59^\circ\text{C}$: $\sigma_{НК.в} = 2,074 \cdot 10^{-2}$ Н/м; $\sigma_{БК.в} = 2,1 \cdot 10^{-2}$ Н/м [*].

$$\sigma_{хв} = 0,5(2,074 \cdot 10^{-2} + 2,1 \cdot 10^{-2}) = 2,087 \cdot 10^{-2} \text{ Н/м.}$$

Поверхностное натяжение жидких НК и БК при температуре $t_{хн} = 98,09^\circ\text{C}$: $\sigma_{НК.н} = 1,904 \cdot 10^{-2}$ Н/м; $\sigma_{БК.н} = 1,96 \cdot 10^{-2}$ Н/м [*].

$$\sigma_{хн} = 0,5(1,904 \cdot 10^{-2} + 1,96 \cdot 10^{-2}) = 1,932 \cdot 10^{-2} \text{ Н/м [*].}$$

Поверхностное натяжение воды при температуре 20°C $\sigma = 7,27 \cdot 10^{-2}$, Н/м [*].

$$h_{0в} = 0,787 \left(\frac{2,548 \cdot 10^{-3}}{0,84} \right)^{0,2} 0,03^{0,56} 0,8015^{0,05-4,6 \cdot 0,03} \times \\ \times \left(1 - 0,31e^{-110 \cdot 3,029 \cdot 10^{-4}} \right) \left(\frac{2,087 \cdot 10^{-2}}{7,27 \cdot 10^{-2}} \right)^{0,09} = 2,21 \cdot 10^{-2} \text{ м.}$$

$$h_{0н} = 0,787 \left(\frac{5,759 \cdot 10^{-3}}{0,84} \right)^{0,2} 0,03^{0,56} 0,8365^{0,05-4,6 \cdot 0,03} \times \\ \times \left(1 - 0,31e^{-110 \cdot 2,721 \cdot 10^{-4}} \right) \left(\frac{1,932 \cdot 10^{-2}}{7,27 \cdot 10^{-2}} \right)^{0,09} = 2,57 \cdot 10^{-2} \text{ м.}$$

$$\Delta P_{\text{пж.в}} = 808,5 \cdot 9,81 \cdot 2,21 \cdot 10^{-2} = 175,3 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{\text{пж.в}} = 791,4 \cdot 9,81 \cdot 2,57 \cdot 10^{-2} = 199,5 \text{ Па.}$$

4.8.3 Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения

Величины $\Delta P_{\text{св}}$ и $\Delta P_{\text{сн}}$ рассчитываем по зависимостям:

$$\Delta P_{\text{св}} = \frac{4\sigma_{\text{св}}}{d_3}; \quad (4.82)$$

$$\Delta P_{\text{сн}} = \frac{4\sigma_{\text{сн}}}{d_3}, \quad (4.83)$$

где d_3 – эквивалентный диаметр отверстий или щелей для прохода пара, м.

Для круглых отверстий ситчатых тарелок d_3 равен номинальному диаметру этих отверстий, поэтому $d_3 = d_0 = 0,008$ м.

$$\Delta P_{\text{св}} = \frac{4 \cdot 2,087 \cdot 10^{-2}}{0,008} = 10,44 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{\text{сн}} = \frac{4 \cdot 1,932 \cdot 10^{-2}}{0,008} = 9,659 \text{ Па.}$$

4.8.4 Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок

Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок в укрепляющей части колонны

$$\Delta P_{\text{т.в}} = 83,51 + 175,3 + 10,44 = 269,2 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок в истощающей части колонны

$$\Delta P_{\text{т.н}} = 94,42 + 199,5 + 9,659 = 303,6 \text{ Па.}$$

4.8.5 Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны

Общее гидравлическое сопротивление тарельчатой ректификационной колонны

$$\Delta P_k = 303,6 \cdot 13 + 269,2 \cdot 13 = 7,447 \cdot 10^3 \text{ Па.}$$

4.9 Расчет штуцеров ректификационной колонны

Основными технологическими штуцерами ректификационной колонны (см. рисунок 4.16) являются:

- для входа питания штуцер А;
- входа флегмы штуцер Б;
- выхода паров флегмы и дистиллята штуцер В;
- входа парожидкостной смеси из испарителя штуцер Г;
- выхода кубового остатка на циркуляцию в испарителе штуцер Д;
- выхода кубового остатка штуцер Е.

4.9.1 Штуцер для входа питания

Расчетный диаметр штуцера для входа питания $d_{p.A}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.A} = \sqrt{\frac{4V_F}{\pi w_{\text{рек.А}}}}, \quad (4.84)$$

где $w_{\text{рек.А}}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкого питания при рабочих условиях $V_F = 2,770 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$. Рекомендуемая скорость принудительного движения маловязкой жидкости в напорных линиях насосов от 1,0 до 2,5 м/с [*]. Принимаем $w_{\text{рек.А}} = 2,0 \text{ м/с}$.

$$d_{p.A} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,770 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 2,0}} = 0,042 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для входа питания $d_{y.A} = 50 \text{ мм}$.

4.9.2 Штуцер для входа флегмы

Расчетный диаметр штуцера для входа флегмы $d_{p.B}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4V_R}{\pi w_{\text{рек.Б}}}}, \quad (4.85)$$

где $w_{\text{рек.Б}}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкой флегмы при рабочих условиях $V_R = 2,448 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$. Рекомендуемая скорость принудительного движения маловязкой жидкости в напорных линиях насосов от 1,0 до 2,5 м/с [*]. Принимаем $w_{\text{рек.Б}} = 2,0 \text{ м/с}$.

$$d_{\text{р.Б}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,448 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 2,0}} = 0,0395 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для входа флегмы $d_{\text{у.Б}} = 50 \text{ мм}$.

4.9.3 Штуцер для выхода паров флегмы и дистиллята

Расчетный диаметр штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята $d_{\text{р.Б}}$, м, определяем по формуле

$$d_{\text{р.Б}} = \sqrt{\frac{4V_G}{\pi w_{\text{рек.Б}}}}, \quad (4.86)$$

где $w_{\text{рек.Б}}$ – рекомендуемая скорость паров флегмы и дистиллята в штуцере, м/с.

Значение скорости $w_{\text{рек.Б}}$ определяем из условия, что фактор паровой нагрузки в данном штуцере $F_{\text{С.Б}}$, $\text{Па}^{0,5}$, будет составлять от 8 до 15. При этом

$$F_{\text{С.Б}} = w_{\text{рек.Б}} \sqrt{\rho_{\text{уД}}}. \quad (4.87)$$

Объемный расход паров флегмы и дистиллята через штуцер при рабочих условиях $V_G = 0,7483 \text{ м}^3/\text{с}$. Принимаем значение фактора паровой нагрузки в штуцере равным $F_{\text{С.Б}} = 12 \text{ Па}^{0,5}$. Тогда значение рекомендуемой скорости в штуцере для выхода паров флегмы и дистиллята из формулы (4.87)

$$w_{\text{рек.Б}} = \frac{12}{\sqrt{2,662}} = 7,355 \text{ м/с}.$$

Расчетный диаметр штуцера

$$d_{\text{р.Б}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,7483}{3,14 \cdot 7,355}} = 0,3599 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята $d_{\text{у.Б}} = 400 \text{ мм}$.

4.9.4 Штуцер для выхода кубового остатка

Расчетный диаметр штуцера для выхода кубового остатка $d_{p.E}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.E} = \sqrt{\frac{4V_W}{\pi w_{рек.E}}}, \quad (4.88)$$

где $w_{рек.E}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкого питания при рабочих условиях $V_W = 1,256 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.

Рекомендуемая скорость принудительного движения жидкости в всасывающих линиях насосов от 0,3 до 0,5 м/с [*]. Принимаем $w_{рек.A} = 0,4 \text{ м/с}$.

$$d_{p.E} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,256 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 0,4}} = 0,0632 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для выхода кубового остатка $d_{y.E} = 65 \text{ мм}$.

4.7.2 Расчет средней эффективности тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны по методу Дрикамера и Брэдфорда

Среднюю эффективность ситчатых тарелок при ректификации в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны η_b и η_n соответственно определяем с помощью эмпирических зависимостей по методу Дрикамера и Брэдфорда [*]:

$$\eta_b = -1,678 - 0,616 \lg [x_{b,c} \mu_{HK,b} + (1 - x_{b,c}) \mu_{BK,b}]; \quad (a)$$

$$\eta_n = -1,678 - 0,616 \lg [x_{n,c} \mu_{HK,n} + (1 - x_{n,c}) \mu_{BK,n}]. \quad (б)$$

$$\eta_b = -1,678 - 0,616 \lg [0,7916 \cdot 3,019 \cdot 10^{-4} + (1 - 0,7916) 3,070 \cdot 10^{-4}] = 0,4895.$$

$$\eta_n = -1,678 - 0,616 \lg [0,3147 \cdot 2,656 \cdot 10^{-4} + (1 - 0,3147) \cdot 2,752 \cdot 10^{-4}] = 0,5182.$$

4.7.2 Расчет средней эффективности тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны по уравнению Чидамбарама

Среднюю эффективность ситчатых тарелок при ректификации в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны η_b и η_n соответственно определяем с помощью уравнений Чидамбарама [*]:

$$\eta_b = 0,316 \left(\frac{h_{\text{пер}}}{F_{\text{св}}} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_{\text{xb}}}{\rho_{\text{xb}} D_{\text{xb}}} \right)^{0,143}; \quad (\text{a})$$

$$\eta_n = 0,316 \left(\frac{h_{\text{пер}}}{F_{\text{св}}} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_{\text{xn}}}{\rho_{\text{xn}} D_{\text{xn}}} \right)^{0,143}, \quad (\text{б})$$

где D_{xb} – коэффициент молекулярной диффузии НК в ВК в жидкой фазе для укрепляющей части колонны при температуре t_{xb} , $\text{м}^2/\text{с}$;

D_{xn} – коэффициент молекулярной диффузии НК в ВК в жидкой фазе для исчерпывающей части колонны при температуре t_{xn} , $\text{м}^2/\text{с}$.

Расчет D_{xb} и D_{xn} производим по следующим формулам:

$$D_{\text{xb}} = D_{\text{x20b}} \left[1 + 6,32(t_{\text{xb}} - 20) \frac{\mu_{\text{x20b}}^{0,5}}{\rho_{\text{x20b}}^{0,333}} \right]; \quad (\text{в})$$

$$D_{\text{xn}} = D_{\text{x20n}} \left[1 + 6,32(t_{\text{xn}} - 20) \frac{\mu_{\text{x20n}}^{0,5}}{\rho_{\text{x20n}}^{0,333}} \right], \quad (\text{г})$$

где D_{x20b} – коэффициент молекулярной диффузии НК в ВК в жидкой фазе для укрепляющей части колонны при температуре 20°C , $\text{м}^2/\text{с}$;

D_{x20n} – коэффициент молекулярной диффузии НК в ВК в жидкой фазе для исчерпывающей части колонны при температуре 20°C , $\text{м}^2/\text{с}$.

μ_{x20b} и μ_{x20n} – средние значения динамической вязкости жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно при температуре 20°C , $\text{Па} \cdot \text{с}$;

ρ_{x20b} и ρ_{x20n} – средние значения плотности жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно при температуре 20°C , $\text{кг}/\text{м}^3$.

Расчет D_{x20b} и D_{x20n} производим по следующим зависимостям:

$$D_{\text{x20b}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A1 \cdot B1 \sqrt{\mu_{\text{x20b}} \cdot 10^3} \left(\nu_{\text{НК}}^{0,333} + \nu_{\text{БК}}^{0,333} \right)^2} \left(\frac{1}{M_{\text{НК}}} + \frac{1}{M_{\text{БК}}} \right)^{0,5}; \quad (\text{д})$$

$$D_{x20H} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A1 \cdot B1 \sqrt{\mu_{x20H} \cdot 10^3 \left(\nu_{HK}^{0,333} + \nu_{BK}^{0,333} \right)^2}} \left(\frac{1}{M_{HK}} + \frac{1}{M_{BK}} \right)^{0,5}, \quad (e)$$

где $A1$ и $B1$ – коэффициенты, зависящие от свойств НК и ВК соответственно;
 ν_{HK} и ν_{BK} – молярные объемы НК и ВК в жидком состоянии при нормальных температурах их кипения соответственно, $\text{см}^3/\text{моль}$.

Принимаем: $A1 = 1$; $B1 = 1$ [*]. Молярные объемы НК и ВК равны:
 $\nu_{HK} = 96,0 \text{ см}^3/\text{моль}$; $\nu_{BK} = 118,2 \text{ см}^3/\text{моль}$ [*].

Расчет μ_{x20B} и μ_{x20H} ведем по формулам:

$$\mu_{x20B} = 10^{x_{в,с} \lg \mu_{HK20B} + (1-x_{в,с}) \lg \mu_{BK20B}}, \quad (ж)$$

$$\mu_{x20H} = 10^{x_{н,с} \lg \mu_{HK20H} + (1-x_{н,с}) \lg \mu_{BK20H}}, \quad (з)$$

где μ_{HK20B} и μ_{BK20B} – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре 20°C , $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t = 20^\circ\text{C}$:
 $\mu_{HK20B} = 6,5 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu_{BK20B} = 5,86 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$ [*].

$$\mu_{x20B} = 10^{0,7916 \cdot \lg(6,5 \cdot 10^{-4}) + (1-0,7916) \lg(5,86 \cdot 10^{-4})} = 6,361 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

$$\mu_{x20H} = 10^{0,3147 \cdot \lg(6,5 \cdot 10^{-4}) + (1-0,3147) \lg(5,86 \cdot 10^{-4})} = 6,054 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Значения D_{x20B} и D_{x20H} соответственно равны:

$$D_{x20B} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 1 \sqrt{6,361 \cdot 10^{-4} \cdot 10^3 \left(96,0^{0,333} + 118,2^{0,333} \right)^2}} \times \left(\frac{1}{78,1} + \frac{1}{92,1} \right)^{0,5} = 2,150 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

$$D_{x20H} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 1 \sqrt{6,054 \cdot 10^{-4} \cdot 10^3 \left(96,0^{0,333} + 118,2^{0,333} \right)^2}} \times \left(\frac{1}{78,1} + \frac{1}{92,1} \right)^{0,5} = 2,204 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Расчет ρ_{x20B} и ρ_{x20H} ведем по формуле (4.28). Плотности жидких НК и ВК при температуре $t = 20^\circ\text{C}$: $\rho_{HK} = 879,0 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\rho_{BK} = 866,0 \text{ кг}/\text{м}^3$ [*].

$$\rho_{x20B} = \frac{1}{\frac{0,7631}{879,0} + \frac{1-0,7631}{866,0}} = 875,9 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho_{x20H} = \frac{1}{\frac{0,2803}{879,0} + \frac{1-0,2803}{866,0}} = 869,6 \text{ кг/м}^3.$$

Значения D_{xB} и D_{xH} соответственно равны:

$$D_{xB} = 2,150 \cdot 10^{-9} \left[1 + 6,32(84,59 - 20) \frac{(6,361 \cdot 10^{-4})^{0,5}}{875,9^{0,333}} \right] = 4,474 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

$$D_{xH} = 2,204 \cdot 10^{-9} \left[1 + 6,32(98,09 - 20) \frac{(6,054 \cdot 10^{-4})^{0,5}}{869,6^{0,333}} \right] = 5,019 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Средняя эффективность тарелок равна:

$$\eta_B = 0,316 \left(\frac{0,03}{0,1201} \right)^{0,25} \left(\frac{3,029 \cdot 10^{-4}}{808,5 \cdot 4,474 \cdot 10^{-9}} \right)^{0,143} = 0,4208.$$

$$\eta_H = 0,316 \left(\frac{0,03}{0,1201} \right)^{0,25} \left(\frac{2,721 \cdot 10^{-4}}{791,4 \cdot 5,019 \cdot 10^{-9}} \right)^{0,143} = 0,4089.$$

ПРИЛОЖЕНИЕ Г2

Пример расчета насадочной ректификационной колонны²

4 Расчет ректификационной колонны

Исходные данные для расчета:

- разделяемая смесь – бензол-толуол;
- производительность по дистилляту $\bar{G}_D = 1200 \text{ кг/ч} = 0,3333 \text{ кг/с}$;
- давление $P = 0,1 \text{ МПа}$;
- молярная доля низкокипящего компонента (НК) в исходной смеси $x_F = 0,40 \text{ кмоль/кмоль}$;
- молярная доля НК в кубовом остатке $x_W = 0,025 \text{ кмоль/кмоль}$;
- молярная доля НК в дистилляте $x_D = 0,98 \text{ кмоль/кмоль}$;
- тип аппарата – насадочный;
- тип насадки – керамические седла Берля 25 мм, нерегулярная.

4.1 Расчет материального баланса по продуктам

4.1.1 Массовые расходы продуктов

Температура кипения бензола при атмосферном давлении $t_{\text{НК}} = 80,2^\circ\text{C}$, а температура кипения толуола при этих же условиях $t_{\text{БК}} = 110,8^\circ\text{C}$ [*]. Следовательно, в смесях, состоящих из бензола и толуола, НК является бензол, высококипящим компонентом (БК) – толуол, и составы смесей выражены через содержание бензола.

Производительность колонны по питанию $\bar{G}_F$, кг/с,

² Примечания

1. Оформление примеров расчета соответствует требованиям СТП БГТУ 001-2010 за исключением:

- на заглавном листе отсутствует основная надпись форма 2а;
- размеры полей отличаются от требуемых по стандарту.

2. Конкретные номера источников при ссылках на них не указаны. Вместо номера источника в квадратных скобках проставлен символ «*». Например, «по справочнику [*]...».

3. В пояснительных записках курсовых проектов раздел «Расчет ректификационной колонны» идет под порядковым номером 4, нумерация подразделов, пунктов, подпунктов, рисунков, таблиц, формул приведена к номеру раздела 4.

4. Курсивом выделены заглавия элементов текста, в которых представлены варианты расчета отдельных параметров процесса с использованием альтернативных методов и приемов.

$$\bar{G}_F = \frac{\bar{G}_D (\bar{x}_D - \bar{x}_W)}{\bar{x}_F - \bar{x}_W}, \quad (4.1)$$

где $\bar{x}_F, \bar{x}_D, \bar{x}_W$ – массовая доля НК в питании, дистилляте и кубовом остатке соответственно, кг/кг.

Пересчитываем составы питания и продуктов разделения из молярных долей в массовые по следующим формулам:

$$\bar{x}_F = \frac{x_F M_{\text{НК}}}{x_F M_{\text{НК}} + (1 - x_F) M_{\text{БК}}}; \quad (4.2)$$

$$\bar{x}_D = \frac{x_D M_{\text{НК}}}{x_D M_{\text{НК}} + (1 - x_D) M_{\text{БК}}}; \quad (4.3)$$

$$\bar{x}_W = \frac{x_W M_{\text{НК}}}{x_W M_{\text{НК}} + (1 - x_W) M_{\text{БК}}}, \quad (4.4)$$

где $M_{\text{НК}}, M_{\text{БК}}$ – молярная масса НК и БК соответственно, кг/кмоль.
 $M_{\text{НК}} = 78,1$ кг/кмоль; $M_{\text{БК}} = 92,1$ кг/кмоль [*].

$$\bar{x}_F = \frac{0,40 \cdot 78,1}{0,40 \cdot 78,1 + (1 - 0,40) 92,1} = 0,3612 \text{ кг/кг.}$$

$$\bar{x}_D = \frac{0,98 \cdot 78,1}{0,98 \cdot 78,1 + (1 - 0,98) 92,1} = 0,9765 \text{ кг/кг.}$$

$$\bar{x}_W = \frac{0,025 \cdot 78,1}{0,025 \cdot 78,1 + (1 - 0,025) 92,1} = 0,02128 \text{ кг/кг.}$$

$$\bar{G}_F = \frac{0,3333(0,9765 - 0,02128)}{0,3612 - 0,02128} = 0,9368 \text{ кг/с.}$$

Производительность колонны по кубовому остатку $\bar{G}_W$, кг/с,

$$\bar{G}_W = \bar{G}_F - \bar{G}_D. \quad (4.5)$$

$$\bar{G}_W = 0,9368 - 0,3333 = 0,6035 \text{ кг/с.}$$

4.1.2 Молярные расходы питания и продуктов разделения

Массовые расходы питания и продуктов разделения пересчитываются в молярные по следующим формулам:

– для питания

$$F = \frac{\bar{G}_F}{M_F}; \quad (4.6)$$

– дистиллята

$$D = \frac{\bar{G}_D}{M_D}; \quad (4.7)$$

– кубового остатка

$$W = \frac{\bar{G}_W}{M_W}, \quad (4.8)$$

где F, D, W – молярные расходы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кмоль/с;

M_F, M_D и M_W – молярные массы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кг/кмоль.

Молярные массы питания и продуктов разделения определяются по формулам:

– для питания

$$M_F = M_{\text{HK}}x_F + M_{\text{БК}}(1 - x_F); \quad (4.9)$$

– дистиллята

$$M_D = M_{\text{HK}}x_D + M_{\text{БК}}(1 - x_D); \quad (4.10)$$

– кубового остатка

$$M_W = M_{\text{HK}}x_W + M_{\text{БК}}(1 - x_W). \quad (4.11)$$

$$M_F = 78,1 \cdot 0,40 + 92,1 \cdot (1 - 0,40) = 86,50 \text{ кг/кмоль.}$$

$$M_D = 78,1 \cdot 0,98 + 92,1 \cdot (1 - 0,98) = 78,38 \text{ кг/кмоль.}$$

$$M_W = 78,1 \cdot 0,025 + 92,1 \cdot (1 - 0,025) = 91,75 \text{ кг/кмоль.}$$

$$F = \frac{0,9368}{86,50} = 0,01083 \text{ кмоль/с.}$$

$$D = \frac{0,3333}{78,38} = 4,253 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/с.}$$

$$W = \frac{0,6035}{91,75} = 6,5776 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/с.}$$

Относительный молярный расход питания определяется по формуле

$$f = \frac{F}{D}. \quad (4.12)$$

$$f = \frac{0,01083}{4,253 \cdot 10^{-3}} = 2,547.$$

4.2 Условия равновесия

В дальнейших расчетах необходимо использовать x - y - и t - x - y -диаграммы равновесия, которые строятся по экспериментальным данным. Для смеси бензол-толуол при атмосферном давлении (по заданию $P = 0,1$ МПа) экспериментальные данные по равновесию [*] представлены в таблице 4.1. Обозначения, принятые в таблице: x и y – молярные доли бензола в жидкости и паре соответственно, кмоль НК/кмоль смеси; t – температура, °C.

Таблица 4.1 – Данные по равновесию жидкость – пар для смеси бензол-толуол при атмосферном давлении

$x \cdot 10^2, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$y \cdot 10^2, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100
$t, ^\circ\text{C}$	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2

По данным, представленным в таблице, строим диаграммы равновесия, изображенные на рис. 4.1, 4.2.

4.3 Расчет минимального и рабочего флегмовых чисел

4.3.1 Расчет минимального флегмового числа

Минимальное флегмовое число $R_{\min}$ определяем по зависимости

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (4.13)$$

где y_F^* – молярная доля бензола в паре, равновесном с жидким питанием, кмоль/кмоль.

Значение $y_F^* = 0,619$ кмоль/кмоль находим графическим путем (ордината точки C на рисунке 4.3).

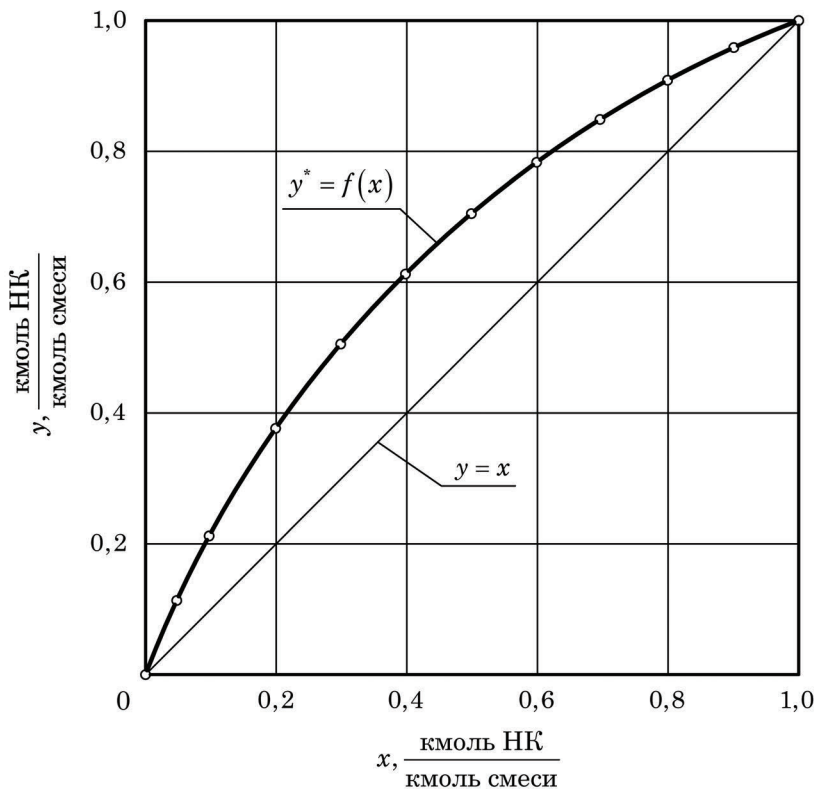


Рисунок 4.1 – Диаграмма равновесия x – y для смеси бензол–толуол при $P = 0,1$ МПа

$$R_{\min} = \frac{0,98 - 0,619}{0,619 - 0,40} = 1,648.$$

Наносим на x – y -диаграмму точки $A(x_D; y_D = x_D)$ и $B(x_W; y_W = x_W)$. Соединяем точку $C(x_F; y_F^*)$ с точками A и B отрезками прямых. Полученные отрезки AC и BC не пересекают линию равновесия $y^* = f(x)$, а касаются ее в точке C . Следовательно, формула (4.13) для расчета $R_{\min}$ применена верно.

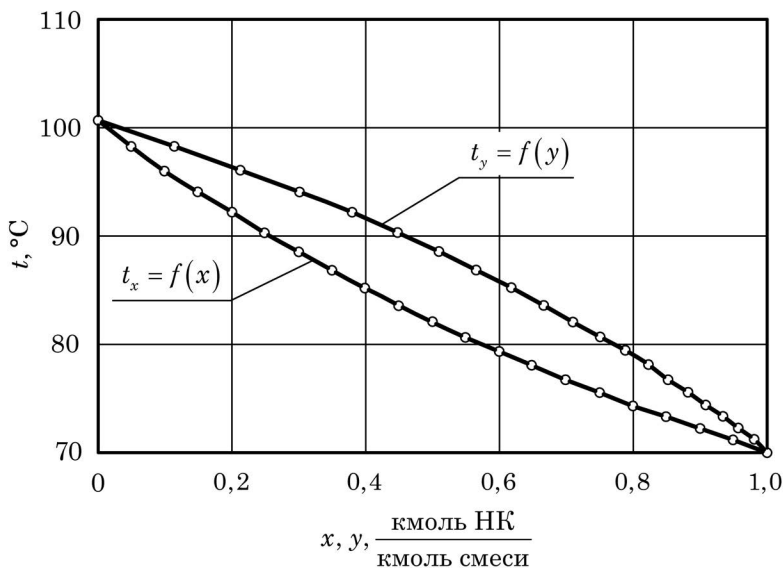


Рисунок 4.2 – Диаграмма равновесия t - x - y для смеси бензол-толуол при $P = 0,1$ МПа

4.3.2 Расчет рабочего флегмового числа

Линия равновесия на x - y -диаграмме для системы бензол-толуол не имеет особых точек (точек азеотропа), точек перегиба, поэтому с достаточной точностью рабочее (оптимальное) флегмовое число R определяем по эмпирической зависимости Джилиленда [*]:

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3. \quad (4.14)$$

$$R = 1,3 \cdot 1,648 + 0,3 = 2,443.$$

4.4 Рабочие линии и их построение на диаграмме x - y

При рабочем флегмовом числе уравнения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны

$$y_b = \frac{R}{R+1}x_b + \frac{x_D}{R+1}; \quad (4.15)$$

$$y_H = \frac{R+f}{R+1} x_H + \frac{1-f}{R+1} x_W \quad (4.16)$$

принимают явный вид:

$$y_B = 0,7096x_B + 0,2846; \quad (4.15a)$$

$$y_H = 1,449x_H - 0,01123. \quad (4.16a)$$

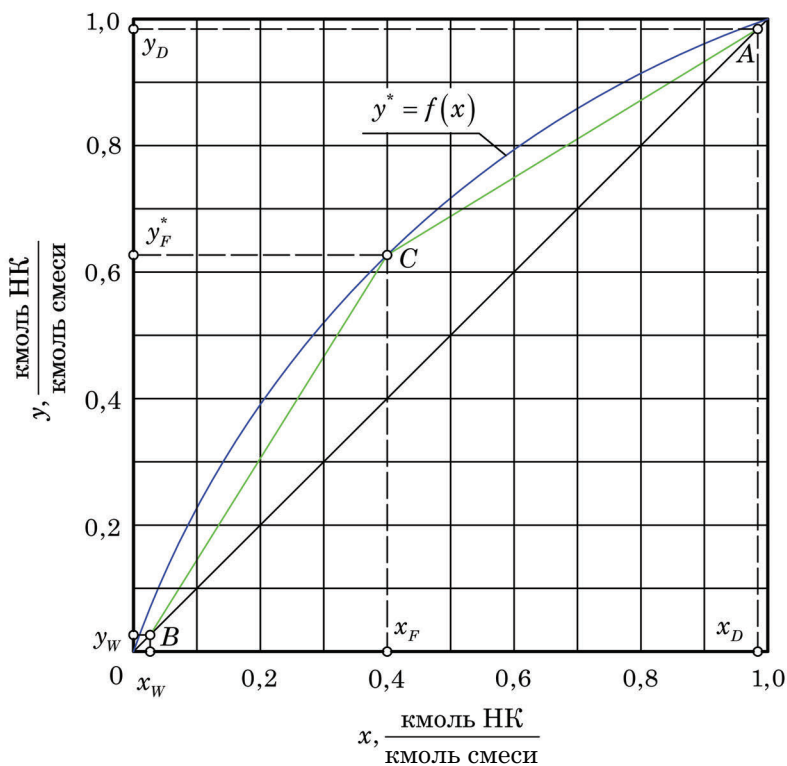


Рисунок 4.3 – К определению $R_{\min}$

Наносим на диаграмму x - y точки $A(x_D; y_D = x_D)$ и $B(x_W; y_W = x_W)$. На оси y отмечаем точку E с координатами $(x_E = 0; y_E = \frac{x_D}{R+1} = 0,2846)$ и соединяем ее с точкой A отрезком прямой. На отрезок EA проецируем зна-

чение x_F и получаем точку пересечения рабочих линий при рабочем флегмовом числе S . Отрезок прямой линии AC – рабочая линия укрепляющей части колонны, отрезок BC – исчерпывающей.

На рисунке 4.4 представлена диаграмма x – y с рабочими линиями процесса при рабочем флегмовом числе.

4.5 Установление средних параметров жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

4.5.1 Расчет средних составов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в жидкости в укрепляющей $x_{в.с}$, кмоль/кмоль, и исчерпывающей $x_{н.с}$, кмоль/кмоль, частях колонны рассчитываем по формулам:

$$x_{в.с} = 0,5(x_F + x_D); \quad (4.17)$$

$$x_{н.с} = 0,5(x_W + x_F). \quad (4.18)$$

$$x_{в.с} = 0,5(0,40 + 0,98) = 0,6900 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$x_{н.с} = 0,5(0,025 + 0,40) = 0,2125 \text{ кмоль/кмоль}.$$

4.5.2 Расчет средних составов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в паре в укрепляющей $y_{в.с}$, кмоль/кмоль, и исчерпывающей $y_{н.с}$, кмоль/кмоль, частях колонны определяем расчетным путем по следующим формулам:

$$y_{в.с} = \frac{R}{R+1} x_{в.с} + \frac{x_D}{R+1}; \quad (4.19)$$

$$y_{н.с} = \frac{R+f}{R+1} x_{н.с} + \frac{1-f}{R+1} x_W. \quad (4.20)$$

$$y_{в.с} = \frac{2,443}{2,443+1} 0,6900 + \frac{0,98}{2,443+1} = 0,7742 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$y_{н.с} = \frac{2,443+2,547}{2,443+1} 0,2125 + \frac{1-2,547}{2,443+1} 0,025 = 0,2967 \text{ кмоль/кмоль}.$$

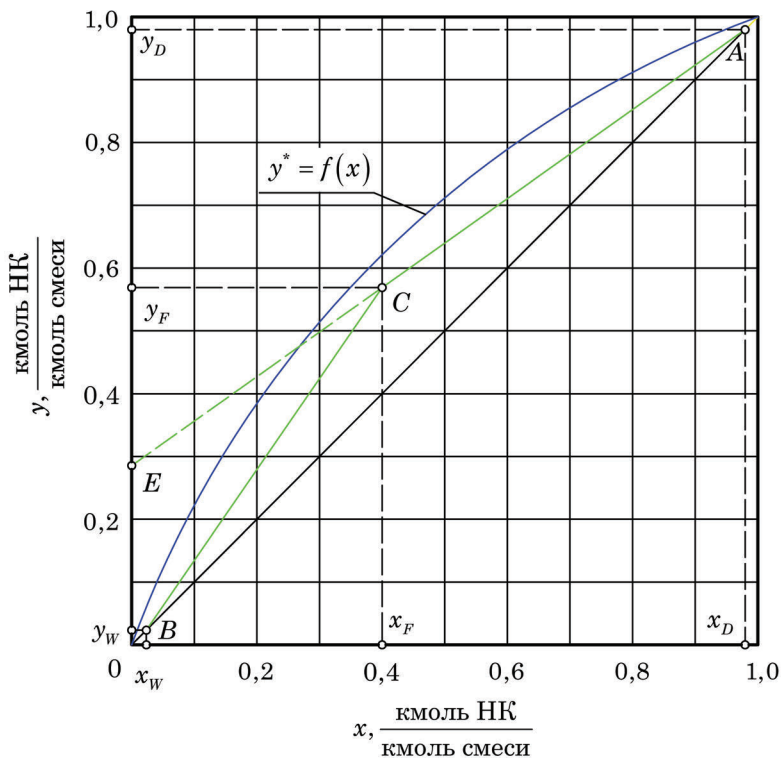


Рисунок 4.4 – Рабочие линии процесса
при рабочем флегмовом числе $R = 2,443$

4.5.3 Расчет средних молярных масс жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную массу жидкости в укрепляющей части колонны $M_{\text{жв}}$, кг/кмоль, рассчитываем по формуле

$$M_{\text{жв}} = M_{\text{НК}} x_{\text{в.с}} + M_{\text{БК}} (1 - x_{\text{в.с}}). \quad (4.21)$$

$$M_{\text{жв}} = 78,1 \cdot 0,6900 + 92,1(1 - 0,6900) = 82,44 \text{ кг/кмоль}.$$

Среднюю молярную массу жидкости в исчерпывающей части колонны $M_{\text{жн}}$, кг/кмоль, определяем по формуле

$$M_{\text{хн}} = M_{\text{НК}}x_{\text{н.с}} + M_{\text{БК}}(1 - x_{\text{н.с}}). \quad (4.22)$$

$$M_{\text{хн}} = 78,1 \cdot 0,2125 + 92,1(1 - 0,2125) = 89,13 \text{ кг/кмоль.}$$

Среднюю молярную массу пара в укрепляющей части колонны $M_{\text{ув}}$, кг/кмоль, рассчитываем по формуле

$$M_{\text{ув}} = M_{\text{НК}}y_{\text{в.с}} + M_{\text{БК}}(1 - y_{\text{в.с}}). \quad (4.23)$$

$$M_{\text{ув}} = 78,1 \cdot 0,7742 + 92,1(1 - 0,7742) = 81,26 \text{ кг/кмоль.}$$

Среднюю молярную массу пара в истощающей части колонны $M_{\text{ун}}$, кг/кмоль, определяем по формуле

$$M_{\text{ун}} = M_{\text{НК}}y_{\text{н.с}} + M_{\text{БК}}(1 - y_{\text{н.с}}). \quad (4.24)$$

$$M_{\text{ун}} = 78,1 \cdot 0,2967 + 92,1(1 - 0,2967) = 87,95 \text{ кг/кмоль.}$$

4.5.4 Определение температур жидкости и пара

Необходимые для определения температур фаз построения на диаграмме t – y представлены на рисунке 4.5. В результате получены следующие значения:

- температура жидкого питания, подаваемого в колонну, $t_F = 95,2^\circ\text{C}$;
- температура жидкого кубового остатка, покидающего колонну, $t_W = 109,4^\circ\text{C}$;
- температура паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны, $t_{yD} = 81,29^\circ\text{C}$;
- температура жидких флегмы и дистиллята, отводимых из дефлегматора установки, $t_{xD} = t_{yD} = 81,29^\circ\text{C}$;
- средняя температура жидкости в укрепляющей части колонны $t_{\text{хв}} = 87,05^\circ\text{C}$;
- средняя температура жидкости в истощающей части колонны $t_{\text{хн}} = 101,7^\circ\text{C}$;
- средняя температура пара в укрепляющей части колонны $t_{\text{ув}} = 89,98^\circ\text{C}$;
- средняя температура пара в истощающей части колонны $t_{\text{ун}} = 104,2^\circ\text{C}$.

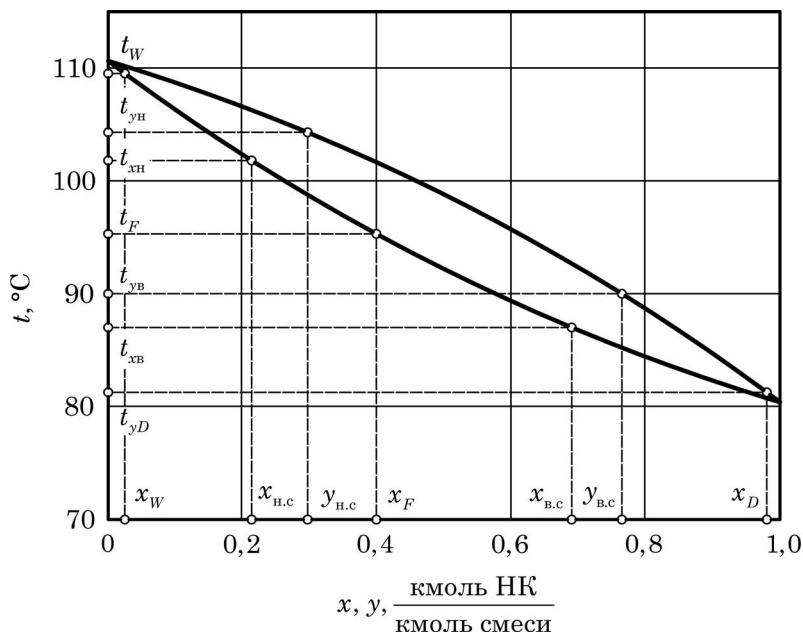


Рисунок 4.5 – Определение температур жидкости и пара на диаграмме t - x - y

4.5.5 Расчет плотности жидкости и пара

Расчет плотностей жидких потоков ρ_i , кг/м^3 , проводят по формуле

$$\rho_i = \frac{1}{\frac{\bar{x}_i}{\rho_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_i}{\rho_{\text{ВК}}}}, \quad (4.25)$$

где $\bar{x}_i$ – массовая доля НК в i -том потоке, кг/кг ;

$\rho_{\text{НК}}$ и $\rho_{\text{ВК}}$ – плотности жидких НК и ВК соответственно при температуре (средней) потока, кг/м^3 .

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_W = 109,4^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 781,9 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 778,0 \text{ кг/м}^3$ [*]. Плотность жидкого кубового остатка ρ_W , кг/м^3 , при $\bar{x}_W = 0,02128 \text{ кг/кг}$,

$$\rho_W = \frac{1}{\frac{0,02128}{781,9} + \frac{1-0,02128}{778,0}} = 778,1 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_F = 95,2^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 798,4 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{БК}} = 792,9 \text{ кг/м}^3$ [*]. Плотность жидкого питания ρ_F , кг/м³, при $\bar{x}_F = 0,56 \text{ кг/кг}$,

$$\rho_F = \frac{1}{\frac{0,3612}{798,4} + \frac{1-0,3612}{792,9}} = 794,9 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{xD} = 81,29^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 814,3 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{БК}} = 807,4 \text{ кг/м}^3$ [*]. Плотность жидкого дистиллята ρ_D , кг/м³, при $\bar{x}_D = 0,98 \text{ кг/кг}$,

$$\rho_D = \frac{1}{\frac{0,9765}{814,3} + \frac{1-0,9765}{807,4}} = 814,2 \text{ кг/м}^3.$$

Массовая доля НК в жидкостях среднего состава в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{x}_{\text{в.с}}$ и $\bar{x}_{\text{н.с}}$, кг/кг, соответственно

$$\bar{x}_{\text{в.с}} = \frac{x_{\text{в.с}} M_{\text{НК}}}{M_{\text{НК}} x_{\text{в.с}} + M_{\text{БК}} (1 - x_{\text{в.с}})}; \quad (4.26)$$

$$\bar{x}_{\text{н.с}} = \frac{x_{\text{н.с}} M_{\text{НК}}}{M_{\text{НК}} x_{\text{н.с}} + M_{\text{БК}} (1 - x_{\text{н.с}})}. \quad (4.27)$$

$$\bar{x}_{\text{в.с}} = \frac{0,6900 \cdot 78,1}{78,1 \cdot 0,6900 + 92,1(1 - 0,6900)} = 0,6537 \text{ кг/кг}.$$

$$\bar{x}_{\text{н.с}} = \frac{0,2125 \cdot 78,1}{78,1 \cdot 0,2125 + 92,1(1 - 0,2125)} = 0,1862 \text{ кг/кг}.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 87,05^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 807,4 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{БК}} = 801,0 \text{ кг/м}^3$ [*]. Плотность жидкости среднего состава в укрепляющей части колонны $\rho_{\text{хв}}$, кг/м³,

$$\rho_{\text{хв}} = \frac{1}{\frac{0,6537}{807,4} + \frac{1-0,6537}{801,0}} = 805,2 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{жн}} = 101,7^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 791,0 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 786,2 \text{ кг/м}^3$ [*]. Плотность жидкости среднего состава в исчерпывающей части колонны $\rho_{\text{жн}}$, кг/м^3 ,

$$\rho_{\text{жн}} = \frac{1}{\frac{0,1862}{791,0} + \frac{1-0,1862}{786,2}} = 787,1 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны в дефлегматор ρ_{yD} , кг/м^3 ,

$$\rho_{\text{yD}} = \frac{M_D}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{\text{yD}} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}, \quad (4.28)$$

где P_0 – нормальное барометрическое давление, Па.

Нормальное барометрическое давление $P_0 = 1,013 \cdot 10^5$ Па.

$$\rho_{\text{yD}} = \frac{78,38}{22,4} \cdot \frac{273}{81,29 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,662 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров среднего состава в укрепляющей части колонны $\rho_{\text{yв}}$, кг/м^3 , рассчитываем по формуле

$$\rho_{\text{yв}} = \frac{M_{\text{yв}}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{\text{yв}} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}. \quad (4.29)$$

$$\rho_{\text{yв}} = \frac{81,26}{22,4} \cdot \frac{273}{89,98 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,694 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров среднего состава в исчерпывающей части колонны ρ_{yn} , кг/м^3 , определяем по формуле

$$\rho_{\text{yn}} = \frac{M_{\text{yn}}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{\text{yn}} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}. \quad (4.30)$$

$$\rho_{\text{yn}} = \frac{87,95}{22,4} \cdot \frac{273}{104,2 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,805 \text{ кг/м}^3.$$

4.5.6 Расчет массовых расходов жидкости и пара

Массовый расход флегмы $\bar{G}_R$, кг/с , вычисляем по формуле

$$\bar{G}_R = \bar{G}_D R. \quad (4.31)$$

$$\bar{G}_R = 0,3333 \cdot 2,443 = 0,8143 \text{ кг/с.}$$

Средние массовые расходы жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{хв}$ и $\bar{G}_{хн}$ соответственно, кг/с, определяем по зависимостям:

$$\bar{G}_{хв} = M_{хв} D R; \quad (4.32)$$

$$\bar{G}_{хн} = M_{хн} D (R + f). \quad (4.33)$$

$$\bar{G}_{хв} = 82,44 \cdot 4,253 \cdot 10^{-3} \cdot 2,443 = 0,8565 \text{ кг/с.}$$

$$\bar{G}_{хн} = 89,13 \cdot 4,253 \cdot 10^{-3} (2,443 + 2,547) = 1,891 \text{ кг/с.}$$

Массовый расход паров флегмы и дистиллята, покидающих колонну, $\bar{G}$, кг/с, рассчитываем по формуле

$$\bar{G} = \bar{G}_R + \bar{G}_D. \quad (4.34)$$

$$\bar{G} = 0,8143 + 0,3333 = 1,148 \text{ кг/с.}$$

Средние массовые расходы пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{ув}$ и $\bar{G}_{ун}$ соответственно, кг/с, определяем по следующим зависимостям:

$$\bar{G}_{ув} = M_{ув} D (R + 1); \quad (4.35)$$

$$\bar{G}_{ун} = M_{ун} D (R + 1). \quad (4.36)$$

$$\bar{G}_{ув} = 81,26 \cdot 4,253 \cdot 10^{-3} (2,443 + 1) = 1,190 \text{ кг/с.}$$

$$\bar{G}_{ун} = 87,95 \cdot 4,253 \cdot 10^{-3} (2,443 + 1) = 1,288 \text{ кг/с.}$$

4.5.7 Расчет объемных расходов жидкости и пара

Объемный расход паров флегмы и дистиллята при рабочих условиях V_G , м³/с, рассчитываем по формуле

$$V_G = \frac{\bar{G}_R}{\rho_{yD}}. \quad (4.37)$$

$$V_G = \frac{0,8143}{2,662} = 0,3059 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для расчета средних объемных расходов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны V_{yb} и V_{yh} соответственно, $\text{м}^3/\text{с}$, используем зависимости:

$$V_{yb} = \frac{\bar{G}_{yb}}{\rho_{yb}}; \quad (4.38)$$

$$V_{yh} = \frac{\bar{G}_{yh}}{\rho_{yh}}. \quad (4.39)$$

$$V_{yb} = \frac{1,190}{2,694} = 0,4417 \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_{yh} = \frac{1,288}{2,805} = 0,4590 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объемные расходы жидких питания, дистиллята и кубового остатка V_F , V_D и V_W соответственно, $\text{м}^3/\text{с}$, определяют по формулам:

$$V_F = \frac{\bar{G}_F}{\rho_F}; \quad (4.40)$$

$$V_D = \frac{\bar{G}_D}{\rho_D}; \quad (4.41)$$

$$V_W = \frac{\bar{G}_W}{\rho_W}. \quad (4.42)$$

$$V_F = \frac{0,9368}{794,9} = 1,179 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_D = \frac{0,3333}{814,2} = 4,094 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_W = \frac{0,6035}{778,1} = 7,756 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объемный расход жидкой флегмы V_R , $\text{м}^3/\text{с}$, определяем следующим образом:

$$V_R = \frac{\bar{G}_R}{\rho_D}. \quad (4.43)$$

$$V_R = \frac{0,8143}{814,2} = 1,000 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Расчет средних объемных расходов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $V_{\text{хв}}$ и $V_{\text{хн}}$ соответственно, $\text{м}^3/\text{с}$, осуществляем по следующим формулам:

$$V_{\text{хв}} = \frac{\bar{G}_{\text{хв}}}{\rho_{\text{хв}}}; \quad (4.44)$$

$$V_{\text{хн}} = \frac{\bar{G}_{\text{хн}}}{\rho_{\text{хн}}}. \quad (4.45)$$

$$V_{\text{хв}} = \frac{0,8565}{805,2} = 1,064 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_{\text{хн}} = \frac{1,891}{787,1} = 2,403 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

4.5.8 Расчет динамической вязкости жидкостей

Средние значения динамической вязкости жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\mu_{\text{хв}}$ и $\mu_{\text{хн}}$ соответственно, $\text{Па} \cdot \text{с}$, определяем по формулам:

$$\mu_{\text{хв}} = 10^{x_{\text{н.с}} \lg \mu_{\text{НК.н}} + (1-x_{\text{н.с}}) \lg \mu_{\text{ВК.в}}}; \quad (4.46)$$

$$\mu_{\text{хн}} = 10^{x_{\text{н.с}} \lg \mu_{\text{НК.н}} + (1-x_{\text{н.с}}) \lg \mu_{\text{ВК.н}}}, \quad (4.47)$$

где $\mu_{\text{НК.в}}$ и $\mu_{\text{ВК.в}}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{хв}}$, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

$\mu_{\text{НК.н}}$ и $\mu_{\text{ВК.н}}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{хн}}$, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 87,05^\circ\text{C}$: $\mu_{\text{НК.в}} = 2,947 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu_{\text{ВК.в}} = 3,008 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$ [*].

$$\mu_{\text{хв}} = 10^{0,6900 \cdot \lg(2,947 \cdot 10^{-4}) + (1-0,6900) \lg(3,008 \cdot 10^{-4})} = 2,966 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}} = 101,7^\circ\text{C}$:
 $\mu_{\text{НК.н}} = 2,569 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu_{\text{ВК.н}} = 2,673 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с} \text{ [*]}$.

$$\mu_{\text{хн}} = 10^{0,2125 \cdot \lg(2,569 \cdot 10^{-4}) + (1-0,2125) \lg 2,673 \cdot 10^{-4}} = 2,650 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

4.5.9 Расчет динамической вязкости паров

Средние значения динамической вязкости паров в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\mu_{\text{ув}}$ и $\mu_{\text{ун}}$ соответственно, $\text{Па} \cdot \text{с}$, определяем по формулам:

$$\mu_{\text{ув}} = \frac{M_{\text{ув}}}{\frac{y_{\text{в.с}} M_{\text{НК}}}{\mu'_{\text{НК.в}}} + \frac{(1-y_{\text{в.с}}) M_{\text{ВК}}}{\mu'_{\text{ВК.в}}}}; \quad (4.48)$$

$$\mu_{\text{ун}} = \frac{M_{\text{ун}}}{\frac{y_{\text{н.с}} M_{\text{НК}}}{\mu'_{\text{НК.н}}} + \frac{(1-y_{\text{н.с}}) M_{\text{ВК}}}{\mu'_{\text{ВК.н}}}}, \quad (4.49)$$

где $\mu'_{\text{НК.в}}$ и $\mu'_{\text{ВК.в}}$ – динамическая вязкость паровых НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{ув}}$, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

$\mu'_{\text{НК.н}}$ и $\mu'_{\text{ВК.н}}$ – динамическая вязкость паровых НК и ВК соответственно при температуре $t_{\text{ун}}$, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Динамическая вязкость паровых НК и ВК при температуре $t_{\text{ув}} = 89,98^\circ\text{C}$:
 $\mu'_{\text{НК.в}} = 8,922 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu'_{\text{ВК.в}} = 8,685 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с} \text{ [*]}$.

$$\mu_{\text{ув}} = \frac{81,26}{\frac{0,7742 \cdot 78,1}{8,922 \cdot 10^{-6}} + \frac{(1-0,7742) 92,1}{8,685 \cdot 10^{-6}}} = 8,860 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Динамическая вязкость паровых НК и ВК при температуре $t_{\text{ун}} = 104,2^\circ\text{C}$:
 $\mu'_{\text{НК.н}} = 9,319 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu'_{\text{ВК.н}} = 8,990 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с} \text{ [*]}$.

$$\mu_{\text{ун}} = \frac{87,95}{\frac{0,2967 \cdot 78,1}{9,319 \cdot 10^{-6}} + \frac{(1-0,2967) 92,1}{8,990 \cdot 10^{-6}}} = 9,074 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

4.6 Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне и ее диаметра

Расчетные диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны $D_{p.в}$ и $D_{p.н}$, м, определяем по следующим формулам:

$$D_{p.в} = \sqrt{\frac{4V_{yв}}{\pi w_{p.в}}}; \quad (4.50)$$

$$D_{p.н} = \sqrt{\frac{4V_{yн}}{\pi w_{p.н}}}, \quad (4.51)$$

где $w_{p.в}$ и $w_{p.н}$ – расчетные рабочие скорости паровой фазы в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно, м/с.

Для ректификационных колонн с неупорядоченной, загруженной внавал насадкой расчетную рабочую скорость пара рекомендуется принимать в пределах 50–80% от скорости захлебывания [*].

4.6.1 Расчет скоростей захлебывания

Скорости захлебывания в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $w_{з.в}$ и $w_{з.н}$, м/с, рассчитываем по следующим зависимостям:

$$\lg \left[\frac{w_{з.в}^2 a \rho_{yв}}{g \varepsilon^3 \rho_{хв}} (1000 \mu_{хв})^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{\bar{G}_{хв}}{\bar{G}_{yв}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{yв}}{\rho_{хв}} \right)^{0,125}; \quad (4.52)$$

$$\lg \left[\frac{w_{з.н}^2 a \rho_{yн}}{g \varepsilon^3 \rho_{хн}} (1000 \mu_{хн})^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{\bar{G}_{хн}}{\bar{G}_{yн}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{yн}}{\rho_{хн}} \right)^{0,125}, \quad (4.53)$$

где a – удельная поверхность насадки, м²/м³;

g – ускорение свободного падения, м/с²;

ε – свободный объем насадки, м³/м³;

A – коэффициент.

Перепишем формулы (4.52) и (4.53) в удобном для расчетов виде

$$w_{з.в} = \sqrt{\frac{10^{A1_в}}{B1_в}}; \quad (4.54)$$

$$w_{3,н} = \sqrt{\frac{10^{A_{1н}}}{B_{1н}}}, \quad (4.55)$$

$$\text{где } A_{1б} = A - 1,75 \left(\frac{\bar{G}_{xb}}{\bar{G}_{yb}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{yb}}{\rho_{xb}} \right)^{0,125};$$

$$B_{1б} = \frac{a\rho_{yb}}{g\varepsilon^3\rho_{xb}} (1000\mu_{xb})^{0,16};$$

$$A_{1н} = A - 1,75 \left(\frac{\bar{G}_{xн}}{\bar{G}_{yн}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{yн}}{\rho_{xн}} \right)^{0,125};$$

$$B_{1н} = \frac{a\rho_{yн}}{g\varepsilon^3\rho_{xн}} (1000\mu_{xн})^{0,16}.$$

Для нерегулярной насадки – керамические седла Берля 25 мм [*]:

– удельная поверхность $a = 260 \text{ м}^2/\text{м}^3$;

– свободный объем $\varepsilon = 0,69 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

– коэффициент $A = -0,125$.

Ускорение свободного падения $g = 9,81 \text{ м/с}^2$.

$$A_{1б} = -0,125 - 1,75 \left(\frac{0,8565}{1,190} \right)^{0,25} \left(\frac{2,694}{805,2} \right)^{0,125} = -0,9155;$$

$$B_{1б} = \frac{260 \cdot 2,694}{9,81 \cdot 0,69^3 \cdot 805,2} (1000 \cdot 2,966 \cdot 10^{-4})^{0,16} = 0,2222.$$

$$w_{3,б} = \sqrt{\frac{10^{-0,9155}}{0,2222}} = 0,7394 \text{ м/с}.$$

$$A_{1н} = -0,125 - 1,75 \left(\frac{1,891}{1,288} \right)^{0,25} \left(\frac{2,805}{787,1} \right)^{0,125} = -1,077;$$

$$B_{1н} = \frac{260 \cdot 2,805}{9,81 \cdot 0,69^3 \cdot 787,1} (1000 \cdot 2,650 \cdot 10^{-4})^{0,16} = 0,2325.$$

$$w_{3,н} = \sqrt{\frac{10^{-1,077}}{0,2325}} = 0,6000 \text{ м/с}.$$

4.6.2 Расчетные рабочие скорости паровой фазы

Расчетные рабочие скорости паровой фазы принимаем 70% от скоростей захлебывания:

$$w_{p.v} = 0,70 \cdot 0,7394 = 0,5176 \text{ м/с};$$

$$w_{p.n} = 0,70 \cdot 0,6000 = 0,4200 \text{ м/с}.$$

4.6.3 Расчетный и стандартный диаметры аппарата

Расчетный диаметр укрепляющей части колонны

$$D_{p.v} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,4417}{3,14 \cdot 0,5176}} = 1,042 \text{ м}.$$

Расчетный диаметр исчерпывающей части колонны

$$D_{p.n} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,4590}{3,14 \cdot 0,4200}} = 1,180 \text{ м}.$$

Полученные расчетные диаметры отличаются несущественно – $D_{p.n} - D_{p.v} = 0,137 < 0,2 \text{ м}$, поэтому за расчетный диаметр принимаем больший из них $D_p = D_{p.n} = 1,180 \text{ м}$.

Действительный диаметр колонны D_k , м, принимаем ближайшим к D_p , диаметр стандартизованного колонного тарельчатого аппарата $D_k = 1,2 \text{ м} [^*]$.

4.6.4 Действительная скорость пара в колонне

Действительные скорости пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $w_{y.v}$ и $w_{y.n}$ соответственно, м/с, рассчитываем по следующим формулам:

$$w_{y.v} = \frac{4V_{y.v}}{\pi D_k^2}; \quad (4.56)$$

$$w_{y.n} = \frac{4V_{y.n}}{\pi D_k^2}. \quad (4.57)$$

$$w_{y.v} = \frac{4 \cdot 0,4417}{3,14 \cdot 1,2^2} = 0,3905 \text{ м/с}.$$

$$w_{yn} = \frac{4 \cdot 0,4590}{3,14 \cdot 1,2^2} = 0,4059 \text{ м/с.}$$

4.7 Расчет высоты ректификационной колонны

Расчет высоты контактной части колонны проводим через определение числа теоретических тарелок и высоты слоя насадки, эквивалентного одной теоретической тарелке.

4.7.1 Расчет числа теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Число теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $N_{т.в}$ и $N_{т.н}$ соответственно, штук, определим по методу Мак-Кэба и Тиле [*] (построения на диаграмме x – y представлены на рисунке 4.6). Число теоретических тарелок в укрепляющей части колонны $N_{т.в} = 7,46$ штук, число теоретических тарелок в исчерпывающей части колонны $N_{т.н} = 6,65$ штук.

4.7.2 Расчет высот слоев насадки, эквивалентных одной теоретической тарелке в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Для расчета высоты слоя насадки (седла Берля), эквивалентного одной теоретической тарелке, предварительно определим этот параметр для насадки колец Рашига 25 мм. Высоту слоя насадки (колец Рашига диаметром 25 мм), эквивалентного одной теоретической тарелке, при ректификации для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $h_{э.в.р}$ и $h_{э.н.р}$, м, соответственно рассчитываем по зависимостям Кафарова [*]:

$$h_{э.в.р} = 28 \frac{\varepsilon_p}{a_p} \left(\frac{w_{yb} \rho_{yb}}{\mu_{yb} a} \right)^{0,2} \left(\frac{R+1}{R} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{xb}}{\rho_{yb}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{yb}}{\mu_{xb}} \right)^{0,038} \lg \left[\frac{R}{(R+1)m_b} \right] \times \\ \times \left(\frac{R+1}{R} \right) \frac{R}{R - m_b(R+1)}; \quad (4.58)$$

$$h_{э.н.р} = 28 \frac{\varepsilon_p}{a_p} \left(\frac{w_{yn} \rho_{yn}}{\mu_{yn} a} \right)^{0,2} \left(\frac{R+1}{R+f} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{xn}}{\rho_{yn}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{yn}}{\mu_{xn}} \right)^{0,038} \lg \left[\frac{R+f}{(R+1)m_n} \right] \times$$

$$\times \frac{R + f}{R + f - m_n (R + 1)}, \quad (4.59)$$

где m_v и m_n – средние значения коэффициентов распределения вещества по фазам для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны;

a_p – удельная поверхность насадки (керамические кольца Рашига диаметром 25 мм), $\text{м}^2/\text{м}^3$;

ε_p – свободный объем насадки (керамические кольца Рашига диаметром 25 мм), $\text{м}^3/\text{м}^3$.

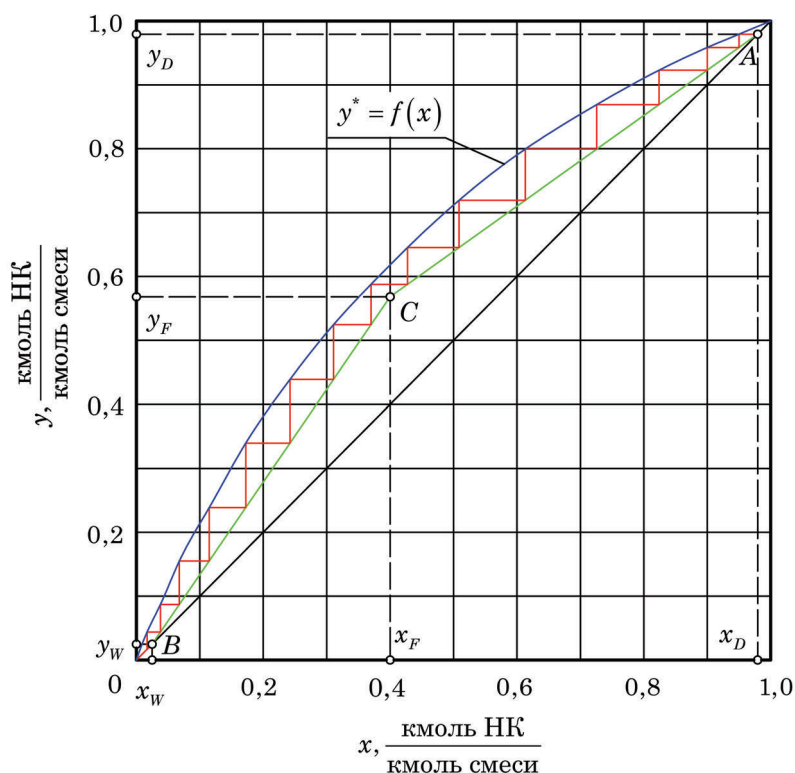


Рисунок 4.6 – К определению числа теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях ректификационной колонны

Для керамических колец Рашига диаметром 25 мм $a_p = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon_p = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$ [*].

Значения m_b и m_n определяем графоаналитическим методом – методом построения гипотенуз прямоугольных треугольников [*].

Для расчета m_b интервал значений НК в жидкости от x_F до x_D делим на $n = 5$ равных отрезков, длина каждого из отрезков $\delta_{xb} = 0,116 \text{ кмоль/кмоль}$. Используя полученные значения $x_{0b} = x_F$, x_{1b} , x_{2b} , x_{3b} , x_{4b} , $x_{5b} = x_D$ по диаграмме x – y , с нанесенной на ней линией равновесия, определяем соответствующие им значения $y_{0b} = y_F^*$, y_{1b} , y_{2b} , y_{3b} , y_{4b} , y_{5b} (см. рисунок 4.7 и таблицу 4.2).

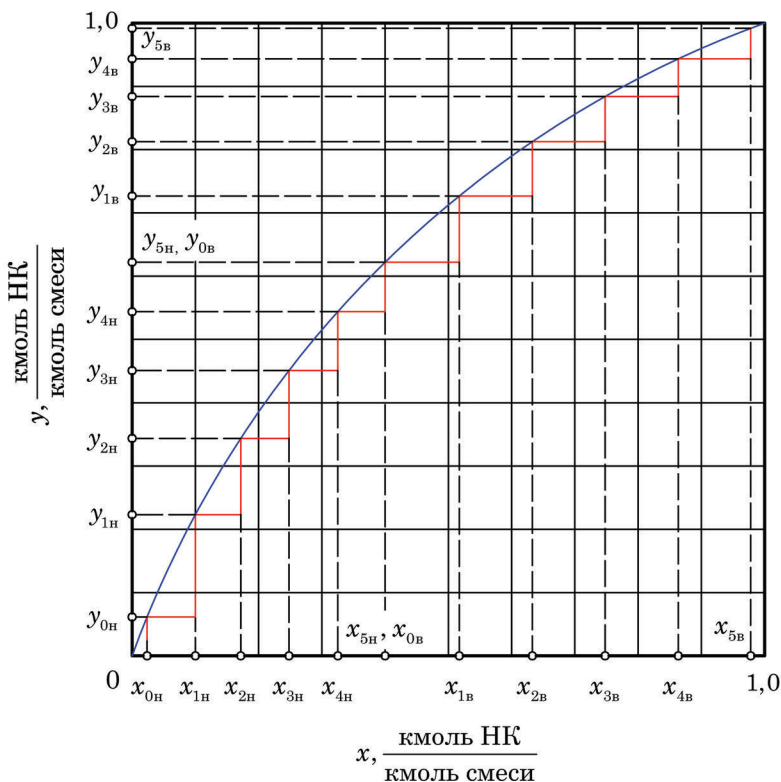


Рисунок 4.7 – К определению средних значений коэффициентов распределения вещества по фазам для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны

Таблица 4.2 – К расчету осредненного значения m_b

$x_i, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	$y_i, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$
0,400	0,6190
0,516	0,7255
0,632	0,8117
0,748	0,8817
0,864	0,9422
0,98	0,9925

Значения коэффициентов распределения вещества по фазам для каждого из интервалов рассчитываем по формуле

$$m_i = \frac{y_i - y_{i-1}}{\delta_x}. \quad (4.60)$$

$$m_{1b} = \frac{0,7255 - 0,6190}{0,116} = 0,9182.$$

$$m_{2b} = \frac{0,8117 - 0,7255}{0,116} = 0,7433.$$

$$m_{3b} = \frac{0,8817 - 0,8117}{0,116} = 0,6032.$$

$$m_{4b} = \frac{0,9422 - 0,8817}{0,116} = 0,5217.$$

$$m_{5b} = \frac{0,9925 - 0,9422}{0,116} = 0,4334.$$

Осредненное значение m_b определяем по формуле

$$m = \frac{\sum_{i=1}^n m_i}{n}. \quad (4.61)$$

$$m_b = \frac{0,9182 + 0,7433 + 0,6032 + 0,5217 + 0,4334}{5} = 0,6440.$$

Для расчета m_n интервал значений НК в жидкости от x_W до x_F делим на $n = 5$ равных отрезков, длина каждого из отрезков $\delta_{xn} = 0,075$ кмоль/комль. Используя полученные значения $x_{0n} = x_W, x_{1n}, x_{2n}, x_{3n}, x_{4n}, x_{5n} = x_F$ по диаграмме $x - y$, с нанесенной на ней линией равновесия, определяем соответствующие им значения $y_{0n}, y_{1n}, y_{2n}, y_{3n}, y_{4n}, y_{5n} = y_F^*$ (см. рисунок 4.7 и таблицу 4.3).

Таблица 4.3 – К расчету осредненного значения m_n

$x_i, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	$y_i, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$
0,025	0,0599
0,100	0,2140
0,175	0,3421
0,250	0,4492
0,325	0,5397
0,400	0,6190

Значения коэффициентов распределения вещества по фазам для каждого из интервалов рассчитываем по формуле (4.60).

$$m_{1n} = \frac{0,2140 - 0,0599}{0,075} = 2,055.$$

$$m_{2n} = \frac{0,3421 - 0,2140}{0,075} = 1,708.$$

$$m_{3n} = \frac{0,4492 - 0,3421}{0,075} = 1,427.$$

$$m_{4n} = \frac{0,5397 - 0,4492}{0,075} = 1,207.$$

$$m_{5n} = \frac{0,6190 - 0,5397}{0,075} = 1,057.$$

Осредненное значение m_n определяем по формуле (4.61):

$$m_n = \frac{2,055 + 1,708 + 1,427 + 1,207 + 1,057}{5} = 1,491.$$

По формуле (4.58)

$$h_{\text{э.в.Р}} = 28 \frac{0,74}{200} \left(\frac{0,3905 \cdot 2,694}{8,860 \cdot 10^{-6} \cdot 200} \right)^{0,2} \left(\frac{2,443+1}{2,443} \right)^{0,342} \left(\frac{805,2}{2,694} \right)^{0,19} \times \\ \times \left(\frac{8,860 \cdot 10^{-6}}{2,966 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,038} \lg \left[\frac{2,443}{(2,443+1)0,6440} \right] \times \\ \times \left(\frac{2,443+1}{2,443} \right) \frac{2,443}{2,443-0,6440(2,443+1)} = 0,4922 \text{ м.}$$

По формуле (4.59)

$$h_{\text{э.н.Р}} = 28 \frac{0,74}{200} \left(\frac{0,4059 \cdot 2,805}{9,074 \cdot 10^{-6} \cdot 200} \right)^{0,2} \left(\frac{2,443+1}{2,443+2,547} \right)^{0,342} \left(\frac{787,1}{2,805} \right)^{0,19} \times \\ \times \left(\frac{9,074 \cdot 10^{-6}}{2,650 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,038} \lg \left[\frac{2,443+2,547}{(2,443+1)1,491} \right] \times \\ \times \frac{2,443+2,547}{2,443+2,547-1,491(2,443+1)} = 0,3637 \text{ м.}$$

Значения $h_{\text{э.в}}$ и $h_{\text{э.н}}$ для насадки из седел Берля в 1,1 раза меньше, чем для расчетных колец Рашига [*]. Поэтому

$$h_{\text{э.в}} = \frac{0,4922}{1,1} = 0,4474 \text{ м,}$$

$$h_{\text{э.н}} = \frac{0,3637}{1,1} = 0,3307 \text{ м.}$$

4.7.3 Расчет высот слоев насадки укрепляющей и исчерпывающей частей колонны

Высоты слоев насадки укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны $H_{\text{н.вр}}$ и $H_{\text{н.нр}}$, м, соответственно определяем по формулам:

$$H_{\text{н.вр}} = N_{\text{т.в}} h_{\text{э.в}}; \quad (4.62)$$

$$H_{\text{н.нр}} = N_{\text{т.н}} h_{\text{э.н}}. \quad (4.63)$$

$$H_{\text{н.вр}} = 7,46 \cdot 0,4474 = 3,338 \text{ м.}$$

$$H_{\text{н.нр}} = 6,65 \cdot 0,3307 = 2,199 \text{ м.}$$

4.7.4 Расчет высоты насадочной части колонны

Предельно допустимая высота одного слоя насадки $l_{\text{сл}}^*$, м [*]:

$$l_{\text{сл}}^* = 4D_{\text{к}}. \quad (4.64)$$

$$l_{\text{сл}}^* = 4 \cdot 1,2 = 4,8 \text{ м.}$$

Так как $H_{\text{н.вр}} < l_{\text{сл}}^*$ и $H_{\text{н.нр}} < l_{\text{сл}}^*$, принимаем по одному слою насадки в укрепляющей и исчерпывающей частях ректификационной колонны. Действительная высота слоев насадки (принята с запасом) [*]: в укрепляющей части колонны $H_{\text{н.в}} = 4$ м; в исчерпывающей части $H_{\text{н.н}} = 3$ м.

Высоту насадочной части ректификационной колонны $H_{\text{нч}}$, м, (см. рисунок 4.8) рассчитываем по формуле

$$H_{\text{нч}} = H_{\text{н.в}} + H_{\text{н.н}} + 2l_0 + l_{\text{т}} + l_4, \quad (4.65)$$

где l_0 – высота опорной решетки под насадку, м;

$l_{\text{т}}$ – расстояние от верхней поверхности верхнего слоя насадки (слоя насадки укрепляющей части) до распределительной тарелки, м;

l_4 – расстояние между слоями насадки под установку перераспределительной тарелки, м.

По рекомендациям [*] $l_0 = 0,05$ м, $l_{\text{т}} = 0,5$ м; $l_4 = 1,215$ м.

$$H_{\text{нч}} = 4 + 3 + 2 \cdot 0,05 + 0,5 + 1,215 = 8,815 \text{ м.}$$

4.7.5 Расчет габаритной высоты ректификационной колонны

Габаритную высоту насадочной цельносварной ректификационной колонны (см. рисунок 4.9) рассчитываем по формуле

$$H = H_{\text{нч}} + H_{\text{кч}} + H_{\text{сч}} + H_{\text{д}} + H_{\text{о}} + h_{\text{шт}} + l_{\text{шв}}, \quad (4.66)$$

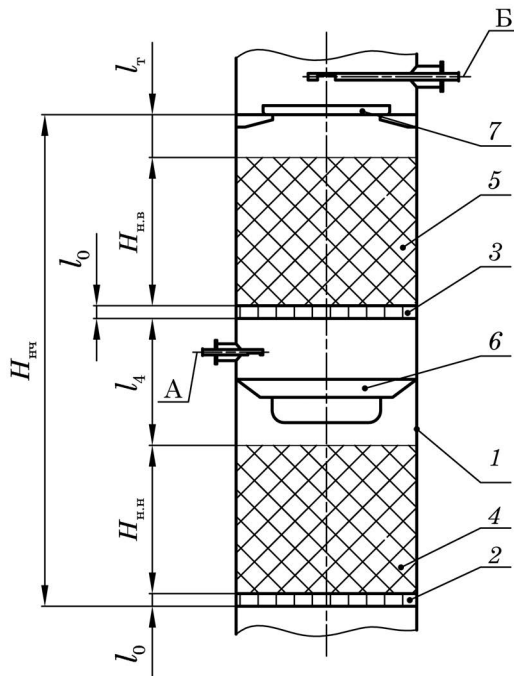
где $H_{\text{кч}}$ и $H_{\text{сч}}$ – высоты обечаек кубовой и сепарационной частей корпуса колонны соответственно, м;

$H_{\text{д}}$ – высота эллиптического днища (крышки корпуса) колонны, м;

$H_{\text{о}}$ – высота цилиндрической опоры, м;

$h_{\text{шт}}$ – высота штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята, м;

$l_{\text{шв}}$ – расстояние между плоскостями расположения сварных швов соединения днища с обечайкой корпуса и опоры с днищем, м.



1 – обечайка; 2 и 3 – опорные решетки; 4 и 5 – слои насадки;
6 – перераспределительная тарелка; 7 – распределительная тарелка.

Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы

Рисунок 4.8 – Схема к расчету насадочной части
ректификационной колонны цельносварного исполнения

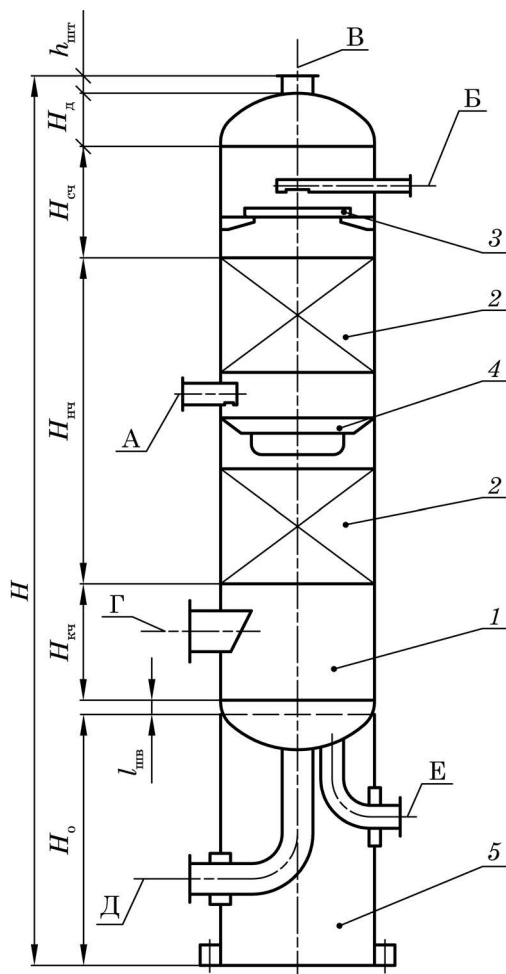
Для цельносварных насадочных колонных аппаратов диаметром от 1,0 до 2,8 м [*]: $H_{\text{кч}} = 2,8$ м; $H_{\text{сч}} = 1,6$ м; $H_0 = 2,0$ м; $h_{\text{шт}} = 0,2$ м; $l_{\text{шв}} = 0,08$ м.

Высоту эллиптического днища с отбортовкой $H_{\text{д}}$, м, рассчитываем по формуле

$$H_{\text{д}} = 0,25D_{\text{к}} + 0,04. \quad (4.67)$$

$$H_{\text{д}} = 0,25 \cdot 1,2 + 0,04 = 0,041 \text{ м.}$$

$$H = 8,815 + 2,8 + 1,6 + 0,041 + 2,0 + 0,2 + 0,08 = 15,54 \text{ м.}$$



1 – корпус; 2 – насадка; 3 – тарелка распределительная; 4 – тарелка перераспределительная; 5 – цилиндрическая опора. Штуцера: А – для входа питания; Б – для входа флегмы; В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель); Е – для выхода кубового остатка

Рисунок 4.9 – Схема к расчету габаритной высоты насадочной ректификационной колонны цельносварного исполнения

4.8 Расчет гидравлического сопротивления ректификационной колонны

Общее гидравлическое сопротивление насадочной ректификационной колонны ΔP_k , Па, рассчитываем по зависимости

$$\Delta P_k = \Delta P_n + \Delta P_v, \quad (4.68)$$

где ΔP_n и ΔP_v – гидравлическое сопротивление орошаемой насадки исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно, Па.

Значения ΔP_n и ΔP_v рассчитываем по следующим формулам:

$$\Delta P_n = A_n \cdot \Delta P_{\text{сух.н}}; \quad (4.69)$$

$$\Delta P_v = A_v \cdot \Delta P_{\text{сух.в}}, \quad (4.70)$$

где A_n и A_v – коэффициенты, учитывающие увеличение гидравлического сопротивления орошаемой насадки по сравнению с сухой для исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно;

$\Delta P_{\text{сух.н}}$ и $\Delta P_{\text{сух.в}}$ – гидравлическое сопротивление сухой насадки исчерпывающей и укрепляющей частей колонны соответственно, Па.

4.8.1 Гидравлическое сопротивление сухой насадки

Расчет $\Delta P_{\text{сух.н}}$ и $\Delta P_{\text{сух.в}}$ определяем с использованием следующих формул:

$$\Delta P_{\text{сух.н}} = \lambda_n \frac{H_{\text{н.н}}}{d_3} \frac{\rho_{\text{ун}} w_{\text{ун}}^2}{2\varepsilon^2}; \quad (4.71)$$

$$\Delta P_{\text{сух.в}} = \lambda_v \frac{H_{\text{н.в}}}{d_3} \frac{\rho_{\text{ув}} w_{\text{ув}}^2}{2\varepsilon^2}, \quad (4.72)$$

где λ_n и λ_v – обобщенные коэффициенты трения для насадки в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны;

d_3 – эквивалентный диаметр насадки, м.

Для нерегулярной насадки – керамические седла Берля 25 мм $d_3 = 0,011$ м [*].

Расчет λ_n и λ_v проведем по методике Кафарова [*]. Предварительно определяем значения чисел Рейнольдса для паровой фазы в исчерпывающей и укрепляющей частях колонны $Re_{\text{ун}}$ и $Re_{\text{ув}}$ соответственно по следующим зависимостям:

$$\text{Re}_{\text{yn}} = \frac{4w_{\text{yn}}\rho_{\text{yn}}}{a\mu_{\text{yn}}}; \quad (4.73)$$

$$\text{Re}_{\text{yb}} = \frac{4w_{\text{yb}}\rho_{\text{yb}}}{a\mu_{\text{yb}}}. \quad (4.74)$$

$$\text{Re}_{\text{yn}} = \frac{4 \cdot 0,4059 \cdot 2,805}{260 \cdot 9,074 \cdot 10^{-6}} = 1930.$$

$$\text{Re}_{\text{yb}} = \frac{4 \cdot 0,3905 \cdot 2,694}{260 \cdot 8,860 \cdot 10^{-6}} = 1827.$$

Для насадок, засыпанных внавал, при $\text{Re}_y > 400$ значения $\lambda_{\text{н}}$ и $\lambda_{\text{в}}$ определяем по формулам:

$$\lambda_{\text{н}} = \frac{16,5}{\text{Re}_{\text{yn}}^{0,2}}; \quad (4.75)$$

$$\lambda_{\text{в}} = \frac{16,5}{\text{Re}_{\text{yb}}^{0,2}}. \quad (4.76)$$

$$\lambda_{\text{н}} = \frac{16,5}{1930^{0,2}} = 3,634.$$

$$\lambda_{\text{в}} = \frac{16,5}{1827^{0,2}} = 3,674.$$

$$\Delta P_{\text{сyx.н}} = 3,634 \frac{3}{0,011} \frac{2,805 \cdot 0,4059^2}{2 \cdot 0,69^2} = 480,9 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{\text{сyx.в}} = 3,674 \frac{4}{0,011} \frac{2,694 \cdot 0,3905^2}{2 \cdot 0,69^2} = 576,5 \text{ Па.}$$

4.8.2 Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки

Значения коэффициентов $A_{\text{н}}$ и $A_{\text{в}}$ определяем по формулам Кафарова [*]:

$$A_{\text{н}} = 1 + 5,15 \left(\frac{\bar{G}_{\text{хн}}}{G_{\text{yn}}} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{\text{yn}}}{\rho_{\text{хн}}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{\text{хн}}}{\mu_{\text{yn}}} \right)^{0,036}; \quad (4.77)$$

$$A_B = 1 + 5,15 \left(\frac{\bar{G}_{XB}}{\bar{G}_{YB}} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{YB}}{\rho_{XB}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{XB}}{\mu_{YB}} \right)^{0,036}. \quad (4.78)$$

$$A_H = 1 + 5,15 \left(\frac{1,891}{1,288} \right)^{0,342} \left(\frac{2,805}{787,1} \right)^{0,19} \left(\frac{2,650 \cdot 10^{-4}}{9,074 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,036} = 3,273.$$

$$A_B = 1 + 5,15 \left(\frac{0,8565}{1,190} \right)^{0,342} \left(\frac{2,694}{805,2} \right)^{0,19} \left(\frac{2,966 \cdot 10^{-4}}{8,860 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,036} = 2,768.$$

По формуле (4.69)

$$\Delta P_H = 3,273 \cdot 480,9 = 1574 \text{ Па.}$$

По формуле (4.70)

$$\Delta P_B = 2,768 \cdot 576,5 = 1596 \text{ Па.} \quad (4.79)$$

4.8.3 Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны

Общее гидравлическое сопротивление ректификационной колонны по формуле (4.68)

$$\Delta P_K = 1574 + 1596 = 3170 \text{ Па.}$$

4.9 Расчет штуцеров ректификационной колонны

Основными технологическими штуцерами ректификационной колонны (см. рисунок 4.9) являются:

- для входа питания штуцер А;
- входа флегмы штуцер Б;
- выхода паров флегмы и дистиллята штуцер В;
- входа парожидкостной смеси из испарителя штуцер Г;
- выхода кубового остатка на циркуляцию в испарителе штуцер Д;
- выхода кубового остатка штуцер Е.

4.9.1 Штуцер для входа питания

Расчетный диаметр штуцера для входа питания $d_{p.A}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.A} = \sqrt{\frac{4V_F}{\pi w_{рек.A}}}, \quad (4.80)$$

где $w_{рек.A}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкого питания при рабочих условиях $V_F = 1,179 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$. Рекомендуемая скорость принудительного движения маловязкой жидкости в напорных линиях насосов от 1,0 до 2,5 м/с [*]. Принимаем $w_{рек.A} = 2,0 \text{ м/с}$.

$$d_{p.A} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,179 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 2,0}} = 0,027 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для входа питания $d_{y.A} = 32 \text{ мм}$.

4.9.2 Штуцер для входа флегмы

Расчетный диаметр штуцера для входа флегмы $d_{p.B}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4V_R}{\pi w_{рек.B}}}, \quad (4.81)$$

где $w_{рек.B}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкой флегмы при рабочих условиях $V_R = 1,000 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$. Рекомендуемая скорость принудительного движения маловязкой жидкости в напорных линиях насосов от 1,0 до 2,5 м/с [*]. Принимаем $w_{рек.B} = 2,0 \text{ м/с}$.

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,000 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 2,0}} = 0,025 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для входа флегмы $d_{y.B} = 32 \text{ мм}$.

4.9.3 Штуцер для выхода паров флегмы и дистиллята

Расчетный диаметр штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята $d_{p.B}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4V_G}{\pi w_{рек.B}}}, \quad (4.82)$$

где $w_{рек.B}$ – рекомендуемая скорость паров флегмы и дистиллята в штуцере, м/с.

Значение скорости $w_{рек.B}$ определяем из условия, что фактор паровой нагрузки в данном штуцере $F_{S.B}$, $\text{Па}^{0,5}$, будет составлять от 8 до 15. При этом

$$F_{S.B} = w_{рек.B} \sqrt{\rho_{yD}}. \quad (4.83)$$

Объемный расход паров флегмы и дистиллята через штуцер при рабочих условиях $V_G = 0,3059 \text{ м}^3/\text{с}$. Принимаем значение фактора паровой нагрузки в штуцере равным $F_{S.B} = 12 \text{ Па}^{0,5}$. Тогда значение рекомендуемой скорости в штуцере для выхода паров флегмы и дистиллята из формулы (4.83)

$$w_{рек.B} = \frac{12}{\sqrt{2,662}} = 7,355 \text{ м/с}.$$

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,3059}{3,14 \cdot 7,355}} = 0,2301 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята $d_{y.B} = 250 \text{ мм}$.

4.9.4 Штуцер для выхода кубового остатка

Расчетный диаметр штуцера для выхода кубового остатка $d_{p.E}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.E} = \sqrt{\frac{4V_W}{\pi w_{рек.E}}}, \quad (4.83)$$

где $w_{рек.E}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкого питания при рабочих условиях $V_W = 7,756 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$.

Рекомендуемая скорость принудительного движения жидкости во всасывающих линиях насосов от 0,3 до 0,5 м/с [*]. Принимаем $w_{рек.A} = 0,4 \text{ м/с}$.

$$d_{p.E} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,756 \cdot 10^{-4}}{3,14 \cdot 0,4}} = 0,050 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для выхода кубового остатка $d_{y.E} = 50 \text{ мм}$.

4.6.1 Расчет скоростей захлебывания

Скорости захлебывания в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $w_{3,в}$ и $w_{3,н}$, м/с, рассчитываем по следующим зависимостям:

$$\frac{w_{3,в}^2 a \rho_{уб} (1000 \mu_{хв})^{0,16}}{g \varepsilon^3 \rho_{хв}} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{\bar{G}_{хв}}{\bar{G}_{уб}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{уб}}{\rho_{хв}} \right)^{0,125} \right]; \quad (a)$$

$$\frac{w_{3,н}^2 a \rho_{ун} (1000 \mu_{хн})^{0,16}}{g \varepsilon^3 \rho_{хн}} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{\bar{G}_{хн}}{\bar{G}_{ун}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{ун}}{\rho_{хн}} \right)^{0,125} \right], \quad (б)$$

где a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;

ε – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Для нерегулярной насадки – керамические седла Берля 25 мм [*]:

– удельная поверхность $a = 260 \text{ м}^2/\text{м}^3$;

– свободный объем $\varepsilon = 0,69 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Ускорение свободного падения $g = 9,81 \text{ м}/\text{с}^2$.

$$\frac{w_{3,в}^2 260 \cdot 2,694 (1000 \cdot 2,966 \cdot 10^{-4})^{0,16}}{9,81 \cdot 0,69^3 \cdot 805,2} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{0,8565}{1,190} \right)^{0,25} \left(\frac{2,694}{805,2} \right)^{0,125} \right].$$

$$w_{3,в} = 0,8866 \text{ м}/\text{с}.$$

$$\frac{w_{3,н}^2 260 \cdot 2,805 (1000 \cdot 2,650 \cdot 10^{-4})^{0,16}}{9,81 \cdot 0,69^3 \cdot 787,1} = 1,2 \exp \left[-4 \left(\frac{1,8912}{1,2877} \right)^{0,25} \left(\frac{2,805}{787,1} \right)^{0,125} \right].$$

$$w_{3,н} = 0,5854 \text{ м}/\text{с}.$$

4.7.2 Расчет высот слоев насадки, эквивалентных одной теоретической тарелке в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны по графическим зависимостям Биллета

Для расчета высоты слоя насадки (седла Берля), эквивалентного одной теоретической тарелке, предварительно определим этот параметр для насадки колец Рашига 25 мм.

Так как принятый диаметр колонны немногим превышает 1 м расчет высот слоев насадки (колец Рашига 25 мм), эквивалентных одной теоретической тарелке, в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $h_{э.в.Р}$ и $h_{э.н.Р}$, м, соответственно проводим с использованием графических зависимостей Биллета [*].

Сначала рассчитываем значения фактора паровой нагрузки для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $F_{Sв}$ и $F_{Sн}$ соответственно, $\text{Па}^{0.5}$, по следующим формулам:

$$F_{Sв} = w_{yb} \sqrt{\rho_{yb}}; \quad (a)$$

$$F_{Sн} = w_{yh} \sqrt{\rho_{yh}}. \quad (б)$$

$$F_{Sв} = 0,3905 \sqrt{2,694} = 0,6410 \text{ Па}^{0.5}.$$

$$F_{Sн} = 0,4059 \sqrt{2,805} = 0,6798 \text{ Па}^{0.5}.$$

По графическим зависимостям Биллета для насадки кольца Рашига 25 мм (диаметр колец $d = 25$ мм) определяем значения чисел теоретических тарелок в расчете на 1 м высоты слоя насадки для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $N'_{т.в}$ и $N'_{т.н}$ соответственно. $N'_{т.в} = 1,95 \text{ м}^{-1}$, $N'_{т.н} = 2,00 \text{ м}^{-1}$.

Значения $h_{э.в.Р}$ и $h_{э.н.Р}$ рассчитываем следующим образом:

$$h_{э.в.Р} = \frac{1}{N'_{т.в}}; \quad (в)$$

$$h_{э.н.Р} = \frac{1}{N'_{т.н}}. \quad (г)$$

$$h_{э.в.Р} = \frac{1}{1,95} = 0,5128 \text{ м}.$$

$$h_{э.н.Р} = \frac{1}{2,00} = 0,5000 \text{ м}.$$

Согласно рекомендациям [*], полученные значения $h_{э.в.Р}$ и $h_{э.н.Р}$ для колец Рашига 25 мм уменьшаем в 1,1 раза и получаем значения высот слоев насадки (для седел Берля), эквивалентных одной теоретической тарелке

ПРИЛОЖЕНИЕ Г

в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $h_{э.в}$ и $h_{э.н}$, м, соответственно по следующим зависимостям:

$$h_{э.в} = \frac{h_{э.в.р}}{1,1}; \quad (\text{д})$$

$$h_{э.н} = \frac{h_{э.н.р}}{1,1}. \quad (\text{е})$$

$$h_{э.в} = \frac{0,5128}{1,1} = 0,4662 \text{ м.}$$

$$h_{э.н} = \frac{0,5000}{1,1} = 0,4546 \text{ м.}$$

ПРИЛОЖЕНИЕ Д
ОБРАЗЦЫ ОФОРМЛЕНИЯ
СТРУКТУРНЫХ ЭЛЕМЕНТОВ
ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ
И ЧЕРТЕЖЕЙ

ПРИЛОЖЕНИЕ Д1
Образец оформления титульного листа
пояснительной записки курсового проекта

Учреждение образования «БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Факультет	заочный
Кафедра	ПиАХП
Специальность	1–48 01 01
Специализация	1–48 01 01 01

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
КУРСОВОГО ПРОЕКТА

по дисциплине «Процессы и аппараты химической
технологии»

Тема Расчет и проектирование установки для разделения
бинарной смеси бензол-толуол производительностью 6500 кг/ч

Исполнитель
студент 5 курса группы МА-1 _____ М. И. Песков
подпись, дата инициалы и фамилия

Руководитель
доц. каф. ПиАХП,
канд. техн. наук, доцент _____ Д. П. Витьбич
должность, ученая степень, ученое звание подпись, дата инициалы и фамилия

Курсовой проект защищен с оценкой _____

Руководитель _____ Д. А. Витьбич
подпись инициалы и фамилия

Минск 2014

ПРИЛОЖЕНИЕ Д2
Образец оформления титульного листа
пояснительной записки курсовой работы

Учреждение образования «БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Факультет	химической технологии и техники
Кафедра	ПиАХП
Специальность	1-53 01 01
Направление	1-53 01 01 01-04

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА КУРСОВОЙ РАБОТЫ

по дисциплине «Технологические процессы и аппараты отрасли»

Тема	Расчет установки для абсорбции диоксида серы из его смеси с воздухом производительностью 12 000 м ³ /ч

Исполнитель
студентка 4 курса группы 2

Э. В. Ковалевич

подпись, дата

инициалы и фамилия

Руководитель ассист. каф. ПиАХП, канд. техн. наук	_____ подпись, дата	С. П. Чекалин _____ инициалы и фамилия

Курсовая работа защищена с оценкой _____

Руководитель _____ С. П. Чекалин
подпись инициалы и фамилия

Минск 2014

ПРИЛОЖЕНИЕ ДЗ
Образец выполнения реферата
к пояснительной записке курсового проекта

Реферат

Пояснительная записка 47 с., 11 рис., 7 табл., 14 источников, 2 прил.

АБСОРБЦИЯ, АММИАК, АММИАЧНО-ВОЗДУШНАЯ СМЕСЬ, ПОГЛОТИТЕЛЬ, СИТЧАТАЯ ТАРЕЛКА, КОЛОННА, ЭФФЕКТИВНОСТЬ ТАРЕЛКИ, ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ, КОМПРЕССОР, НАСОС, ХОЛОДИЛЬНИК

Целью выполнения курсового проекта является разработка установки для абсорбции аммиака водой.

Выполнено описание и обоснование схемы установки. Дано описание конструкции и принципа действия тарельчатого абсорбера и вспомогательного оборудования. Произведен подробный расчет абсорбера с ситчатыми тарелками. Выполнены ориентировочные расчеты, на основании которых подобрано вспомогательное оборудование установки: компрессор для сжатия исходной смеси, насос для подачи свежего поглотителя в абсорбер, холодильник поглотителя.

Графическая часть проекта включает:

- чертеж технологической схемы установки – 1 лист формата А1;
- чертеж общего вида абсорбера – 1 лист формата А1.

ПРИЛОЖЕНИЕ Д4
Образец выполнения реферата
к пояснительной записке курсовой работы

Реферат

Пояснительная записка 37 с., 8 рис., 5 табл., 8 источников.

РЕКТИФИКАЦИЯ, БИНАРНАЯ СМЕСЬ, БЕНЗОЛ, ТОЛУОЛ,
ДИСТИЛЛЯТ, КУБОВЫЙ ОСТАТОК, ФЛЕГМА, ТАРЕЛЬЧАТАЯ
КОЛОННА, КОЛПАЧКОВАЯ ТАРЕЛКА, УКРЕПЛЯЮЩАЯ ЧАСТЬ,
ИСЧЕРПЫВАЮЩАЯ ЧАСТЬ, ИСПАРИТЕЛЬ, ДЕФЛЕГМАТОР

Целью выполнения курсовой работы является разработка ректификационной установки для разделения смеси бензол-толуол.

Выполнено описание технологической схемы установки. Представлено описание конструкции ректификационной колонны и принципа ее действия. Проведены технологический и конструктивные расчеты ректификационной колонны. Подобрано вспомогательное оборудование установки: испаритель, дефлегматор, насосы для подачи питания и флегмы.

Графическая часть курсовой работы включает чертеж общего вида ректификационной колонны – 1 лист формата А1.

ПРИЛОЖЕНИЕ Д5

Образец выполнения содержания

Содержание

Введение	4
1 Описание и обоснование технологической схемы абсорбционной установки	6
2 Описание конструкции и принципа действия насадочного абсорбера	10
3 Описание конструкции и принципа действия вспомогательного оборудования	13
3.1 Компрессор для сжатия исходной газовой смеси	13
3.2 Насос для подачи свежего поглотителя	15
3.3 Холодильник газовой смеси	16
4 Расчет абсорбера	18
4.1 Определение условий равновесия	18
4.2 Материальный баланс	20
4.2.1 Расходы фаз, абсорбата и инертного газа	20
4.2.2 Минимальный расход поглотителя	21
4.2.3 Рабочий расход поглотителя и рабочая линия процесса	22
4.3 Выбор типа насадки	24
4.4 Расчет рабочей скорости и диаметра абсорбера	25
4.4.1 Расчет скорости захлебывания	25
4.4.2 Расчет рабочей скорости газовой фазы	26
4.4.3 Расчет диаметра абсорбера	27
4.5 Расчет высоты абсорбера	29
4.5.1 Определение расчетной высоты слоя насадки	29
4.5.2 Расчет высоты контактной части абсорбера	32
4.5.3 Расчет габаритной высоты абсорбера	34
4.6 Расчет гидравлического сопротивления абсорбера	36
4.6.1 Расчет сопротивления сухой насадки	36
4.6.2 Расчет сопротивления орошаемой насадки	37
4.7 Расчет штуцеров	39

5 Расчет и подбор вспомогательного оборудования.....	40
5.1 Подбор компрессора	40
5.2 Подбор насоса для подачи свежего поглотителя.....	41
5.3 Подбор холодильника газовой смеси.....	43
Заключение.....	46
Список использованных источников	47
Приложение. Современные конструкции абсорберов.....	48

ПРИЛОЖЕНИЕ Д6
Образец выполнения основной надписи
для заглавных листов основных разделов
пояснительной записки

					<i>КР 01 14 04 ПЗ</i>					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>	<i>Подбор вспомогательного оборудования</i>					
<i>Разраб.</i>		<i>Котова</i>		<i>25.11</i>						
<i>Пров.</i>										
<i>Н. контр.</i>										
<i>Утв.</i>					<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>			
					<i>У</i>	<i>1</i>	<i>10</i>			
					<i>БГТУ</i> <i>538 17 14 13</i>					

В графе, отмеченной «*»:

КР – курсовая работа;

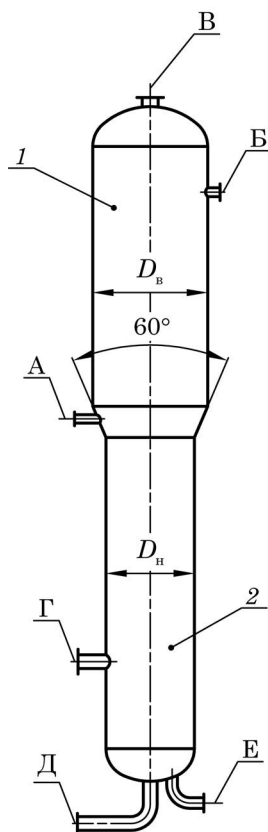
01 – двухзначный номер группы на курсе данного факультета;

14 – двухзначный порядковый номер студента по списку группы;

04 – двухзначный порядковый номер основного раздела пояснительной записки;

ПЗ – шифр документа (пояснительная записка).

ПРИЛОЖЕНИЕ Д7 Образец выполнения рисунка



1 – укрепляющая часть; 2 – исчерпывающая часть.

Штуцера: А – подвод питания; Б – подвод флегмы; В – отвода паров флегмы и дистиллята; Г – вход парожидкостной смеси из испарителя;

Д – выход кубового остатка на циркуляцию в испаритель;

Е – отвод кубового остатка

Рисунок 4.4 – Ректификационная колонна с переменным по высоте диаметром

ПРИЛОЖЕНИЕ Д8
Образец выполнения основной надписи
для чертежа общего вида

					*				
					КП 03 18 00 ВО				
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Колонна абсорбционная тарельчатая Чертеж общего вида		Лит.	Масса	Масшт
Разраб.	Котова	25.11					У		1:25
Пров.	Легкий						Лист	Листов 1	
Н. контр.							БГТУ		
Утв.	Легкий						438081813		

В графе, отмеченной «*»:

КП – курсовой проект;

03 – двухзначный номер группы на курсе данного факультета;

18 – двухзначный порядковый номер студента по списку группы;

00 – вариант разработки первый;

ВО – шифр документа (чертеж общего вида).

ПРИЛОЖЕНИЕ Д9
Образец выполнения основной надписи
для чертежа технологической схемы

					*			
					КП 02 14 00 СЗ			
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Установка ректификационная Технологическая схема	Лист	Масса	Масшт
Разраб.	Иванова		25.11	У				
Пров.	Сидоров			Лист		Листов 1		
Н. контр.						БГТУ 3380614.13		
Утв.	Сидоров							

В графе, отмеченной «*»:

КП – курсовой проект;

02 – двухзначный номер группы на курсе данного факультета;

14 – двухзначный порядковый номер студента по списку группы;

00 – вариант разработки первый;

СЗ – шифр документа (схема смешанная принципиальная).

ОГЛАВЛЕНИЕ

ПРЕДИСЛОВИЕ	3
1. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ АБСОРБЕРОВ	7
1.1. Определение условий равновесия	8
1.2. Материальный баланс абсорбции	13
1.2.1. Расходы газовой смеси, абсорбата и инертного газа ...	13
1.2.2. Минимальный расход поглотителя.....	14
1.2.3. Рабочий расход поглотителя. Рабочая линия.....	15
1.2.4. Взаимосвязь массовых, молярных и объемных рас- ходов.....	17
1.3. Выбор типа аппарата и контактных устройств	19
1.4. Расчет рабочей скорости и диаметра абсорбера	21
1.4.1. Расчет рабочей скорости в насадочном абсорбере и его диаметра	22
1.4.2. Расчет рабочей скорости в тарельчатом абсорбере и его диаметра	26
1.4.3. Действительная скорость газовой фазы в абсорбере	33
1.5. Расчет высоты абсорбера	34
1.5.1. Определение расчетной высоты слоя насадки.....	34
1.5.2. Расчет высоты контактной части насадочного аб- сорбера	59
1.5.3. Расчет числа тарелок абсорбера	63
1.5.4. Расчет высоты контактной части тарельчатого аб- сорбера	75
1.5.5. Расчет габаритной высоты абсорбера.....	81
1.5.6. Расчет гидравлического сопротивления абсорбера ...	89
1.6. Расчет штуцеров абсорбера.....	92
ЛИТЕРАТУРА К РАЗДЕЛУ 1	94
2. РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОН- НЫХ КОЛОНН	98
2.1. Материальный баланс по питанию и продуктам разде- ления	102

2.1.1. Уравнение материального баланса для колонны в целом	103
2.1.2. Молярные расходы питания и продуктов разделения	103
2.1.3. Объемные расходы питания и продуктов разделения	104
2.1.4. Расчет расходов дистиллята и кубового остатка, выражение расходов в безразмерном виде	105
2.2. Определение условий равновесия при расчетах ректификационных аппаратов	105
2.3. Рабочие линии колонны. Минимальное и рабочее флегмовые числа.....	114
2.3.1. Рабочие линии колонны и их построение на диаграмме x - y	114
2.3.2. Определение минимального флегмового числа	115
2.3.3. Определение рабочего флегмового числа	120
2.4. Рабочие линии колонны при оптимальном флегмовом числе.....	125
2.5. Установление средних параметров жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны	125
2.5.1. Расчет средних составов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны.....	126
2.5.2. Определение средних составов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны.....	126
2.5.3. Расчет средних молярных масс жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны.....	128
2.5.4. Определение температур жидкости и пара	129
2.5.5. Расчет плотности жидкости и пара.....	131
2.5.6. Расчет массовых расходов жидкости и пара	132
2.5.7. Расчет объемных расходов жидкости и пара	133
2.5.8. Расчет динамической вязкости жидкости и пара среднего состава	134
2.6. Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне и ее диаметра	136
2.6.1. Расчет рабочей скорости пара в тарельчатой колонне	136
2.6.2. Расчет диаметра тарельчатой ректификационной колонны.....	138

2.6.3. Расчет рабочей скорости пара в насадочной ректификационной колонне	139
2.6.4. Действительная скорость пара в колонне	142
2.7. Расчет высоты ректификационной колонны	142
2.7.1. Расчет числа тарелок ректификационной колонны ...	142
2.7.2. Расчет высоты тарельчатой части ректификационной колонны.....	150
2.7.3. Расчет высоты слоев насадки в ректификационной колонне	156
2.7.4. Расчет высоты насадочной части ректификационной колонны.....	159
2.7.5. Определение габаритной высоты ректификационной колонны.....	171
2.8. Расчет гидравлического сопротивления ректификационной колонны	180
2.8.1. Расчет гидравлического сопротивления тарельчатой ректификационной колонны.....	180
2.8.2. Расчет гидравлического сопротивления насадочной ректификационной колонны	184
2.9. Расчет штуцеров ректификационной колонны	186
ЛИТЕРАТУРА К РАЗДЕЛУ 2	188
 3. СОДЕРЖАНИЕ И СТРУКТУРА КУРСОВЫХ ПРОЕКТОВ (РАБОТ) ПО ТЕМАМ «АБСОРБЦИЯ» И «РЕКТИФИКАЦИЯ».....	191
3.1. Структура и содержание пояснительной записки к курсовому проекту (курсовой работе).....	194
3.1.1. Структура пояснительной записки	194
3.1.2. Содержание структурных элементов пояснительной записки.....	196
3.2. Структура и содержание графической части курсового проекта (курсовой работы)	203
ЛИТЕРАТУРА К РАЗДЕЛУ 3	203
 4. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА (КУРСОВОЙ РАБОТЫ)	207
4.1. Требования к оформлению пояснительной записки.....	207
4.1.1. Титульный лист пояснительной записки	207

4.1.2. Оформление реферата.....	208
4.1.3. Оформление содержания.....	209
4.1.4. Изложение текста пояснительной записки	209
4.2. Оформление графической части.....	226
ЛИТЕРАТУРА К РАЗДЕЛУ 4	233

ПРИЛОЖЕНИЕ А. СПРАВОЧНЫЙ МАТЕРИАЛ ОБЩЕГО НАЗНАЧЕНИЯ. СВОЙСТВА ВЕЩЕСТВ И МАТЕРИАЛОВ	235

ПРИЛОЖЕНИЕ Б. СПЕЦИАЛЬНЫЕ СПРАВОЧНЫЕ МАТЕРИАЛЫ К РАСЧЕТАМ И ПРОЕКТИРОВАНИЮ АБСОРБЕРОВ И РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН	300

ПРИЛОЖЕНИЕ В. ОБРАЗЦЫ ВЫПОЛНЕНИЯ И ОФОРМЛЕНИЯ РАСЧЕТОВ АБСОРБЕРОВ	337
Приложение В1. Пример расчета насадочного абсорбера	338
Приложение В2. Пример расчета тарельчатого абсорбера	367

ПРИЛОЖЕНИЕ Г. ОБРАЗЦЫ ВЫПОЛНЕНИЯ И ОФОРМЛЕНИЯ РАСЧЕТОВ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН ...	401
Приложение Г1. Пример расчета тарельчатой ректификационной колонны	402
Приложение Г2. Пример расчета насадочной ректификационной колонны	446

ПРИЛОЖЕНИЕ Д. ОБРАЗЦЫ ОФОРМЛЕНИЯ СТРУКТУРНЫХ ЭЛЕМЕНТОВ ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ И ЧЕРТЕЖЕЙ	483
Приложение Д1. Образец оформления титульного листа пояснительной записки курсового проекта	484
Приложение Д2. Образец оформления титульного листа пояснительной записки курсовой работы	485
Приложение Д3. Образец выполнения реферата к пояснительной записке курсового проекта	486
Приложение Д4. Образец выполнения реферата к пояснительной записке курсовой работы.....	487
Приложение Д5. Образец выполнения содержания	488

Приложение Д6. Образец выполнения основной надписи для заглавных листов основных разделов пояснительной за- писки	490
Приложение Д7. Образец выполнения рисунка	491
Приложение Д8. Образец выполнения основной надписи для чертежа общего вида	492
Приложение Д9. Образец выполнения основной надписи для чертежа технологической схемы	493

Учебное издание

**Калишук Дмитрий Григорьевич
Саевич Николай Петрович
Вилькоцкий Андрей Иванович
Левданский Александр Эдуардович**

**ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ.
РАСЧЁТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ
МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ**

Учебное пособие

Редактор *Р. М. Рябая*
Компьютерная верстка *С. С. Белявская*
Корректор *Р. М. Рябая*

Подписано в печать 19.12.2014. Формат 60×84^{1/16}.
Бумага офсетная. Гарнитура Школьная. Печать офсетная.
Усл. печ. л. 29,0. Уч.-изд. л. 32,0.
Тираж 350 экз. Заказ .

Издатель и полиграфическое исполнение:
УО «Белорусский государственный технологический университет».
Свидетельство о государственной регистрации издателя,
изготовителя, распространителя печатных изданий
№ 1/227 от 20.03.2014.
ЛП № 02330/12 от 30.12.2013.
Ул. Свердлова, 13а, 220006, г. Минск.

Переплетно-брошюровочные процессы произведены
в ОАО «Полиграфкомбинат им. Я. Коласа».
Ул. Корженевского, 20, 220024, г. Минск. Заказ .