

Министерство образования и науки Российской Федерации

Сыктывкарский лесной институт – филиал государственного образовательного учреждения высшего профессионального образования «Санкт-Петербургская государственная лесотехническая академия имени С. М. Кирова»

Кафедра теплотехники и гидравлики

РАСЧЕТ АБСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Методическое пособие по курсовому проектированию по дисциплинам «Процессы и аппараты химических технологий», «Гидравлика и теплотехника» для студентов всех форм обучения направлений подготовки дипломированного специалиста 240406 – Технология химической переработки древесины, 280201 – Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов и направлений подготовки бакалавра 240100 – Химическая технология и биотехнология, 280200 – Защита окружающей среды

Самостоятельное электронное учебное издание

Сыктывкар 2010

УДК 630.86
ББК 65.9(2)304
P24

Рассмотрено и рекомендовано к изданию в электронном виде кафедрой теплотехники и гидравлики Сыктывкарского лесного института.

Утверждено к опубликованию в электронном виде советом технологического факультета Сыктывкарского лесного института.

Составители: **Т. Л. Леканова**, кандидат химических наук, доцент;
Е. Г. Казакова, ст. преподаватель

Отв. редактор: **Л. С. Кочева**, доктор химических наук, профессор

Рецензент: **Т. П. Щербакова**, кандидат химических наук (Институт химии Коми НЦ УрО РАН)

РАСЧЕТ АБСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК [Электронный ресурс] :
P24 методическое пособие по курсовому проектированию по дисциплинам «Процессы и аппараты химических технологий», «Гидравлика и теплотехника» для студентов всех форм обучения направлений подготовки дипломированного специалиста 240406 – Технология химической переработки древесины, 280201 – Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов и направлений подготовки бакалавра 240100 – Химическая технология и биотехнология, 280200 – Защита окружающей среды : самост. учеб. электрон. изд. / Сыкт. лесн. ин-т ; сост. Т. Л. Леканова, Е. Г. Казакова. – Электрон. дан. (1 файл в формате pdf : 2,2 Мб). – Сыктывкар : СЛИ, 2010. – Режим доступа: <http://lib.sfi.komi.com>. – Загл. с экрана.

В методическом пособии рассмотрены основы поглощения парогазовых смесей жидкими поглотителями, приведены основы проектирования процессов и аппаратов (абсорберов) для поглощения парогазовых смесей в химической промышленности и для защиты атмосферы от вредных газов и паров. Включены порядок расчета типовой абсорбционной установки и требования к графическому оформлению курсового проекта (работы), в приложениях приведены справочные данные.

Пособие может быть использовано в качестве основной учебной литературы при курсовом проектировании по дисциплинам «Процессы и аппараты химической технологии» и «Гидравлика и теплотехника».

Предназначено для студентов указанных направлений подготовки специалиста и бакалавра.

УДК 630.86
ББК 65.9(2)304

Темплан 2009/10 учеб. г. Изд. № 164.

Самостоятельное учебное электронное издание

Составители: **Леканова** Тамара Леонардовна, **Казакова** Елена Геннадиевна

РАСЧЕТ АБСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Электронный формат – pdf

Разрешено к публикации 23.12.10. Объем 3,3 уч.-изд. л.; 2,2 Мб.

Сыктывкарский лесной институт – филиал государственного образовательного учреждения высшего профессионального образования «Санкт-Петербургская государственная лесотехническая академия имени С. М. Кирова» (СЛИ), 167982, г. Сыктывкар, ул. Ленина, 39, institut@sfi.komi.com, www.sli.komi.com

Редакционно-издательский отдел СЛИ. Заказ № 92.

© СЛИ, 2010
© Т. Л. Леканова, Е. Г. Казакова, составление, 2010

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
1 СОДЕРЖАНИЕ КУРСОВОГО ПРОЕКТА И ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ К ЕГО ОФОРМЛЕНИЮ	6
2 РАСЧЕТ АБСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК.....	10
2.1 Общие сведения.....	10
2.2 Общие указания по расчету абсорберов насадочного и тарельчатого типов.....	13
3 ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА.....	14
3.1 Определение расхода абсорбента	14
3.2 Определение диаметра абсорбера	14
3.3 Определение высоты абсорбера	16
3.4 Определение гидравлического сопротивления орошаемой насадки и общего гидравлического сопротивления.....	21
3.5 Расчет вспомогательного оборудования.....	21
3.5.1 Расчет вентилятора	21
3.5.2 Расчет насосной установки.....	21
4 ПРИМЕР РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА.....	22
4.1 Определение количества поглощаемого сернистого газа	23
4.2 Определение расхода абсорбента	24
4.3 Определение диаметра абсорбера	25
4.4 Определение высоты колонны.....	30
4.4.1 Определение движущей силы внизу колонны.....	30
4.4.2 Определение движущей силы вверху колонны.....	31
4.4.3 Определение коэффициента массопередачи.....	32
4.4.4 Определение высоты насадки и высоты всей колонны	36
4.5 Гидравлическое сопротивление колонны с насадкой.....	36
4.6 Расчет вспомогательного оборудования.....	40
4.6.1 Расчет газодувки.....	40
4.6.2 Расчет насосной установки.....	41
5 ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА.....	45
5.1 Определение расхода абсорбента	45
5.2 Определение диаметра колонны.....	45
5.3 Гидравлический расчет.....	45
5.4 Определение числа ступеней изменения концентрации	48
5.5 Определение общей высоты колонны.....	49
5.6 Определение гидравлического сопротивления колонны	49
5.7 Расчет вспомогательного оборудования.....	49
6 ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА (ТАРЕЛКИ КОЛПАЧКОВЫЕ)	50
6.1 Определение количества поглощаемого газа и расхода абсорбента	51
6.2 Определение диаметра абсорбера	53
6.3 Гидравлический расчет.....	54
6.4 Определение необходимого количества рабочих тарелок.....	58
6.5 Расчет вспомогательного оборудования.....	60

7 ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА	
(ТАРЕЛКИ СИТЧАТЫЕ).....	61
7.1 Определение количества поглощаемого сернистого газа	61
7.2 Определение расхода абсорбента	62
7.3 Определение диаметра абсорбера	64
7.4 Гидравлический расчет.....	66
7.5 Определение необходимого количества рабочих тарелок.....	69
7.6 Расчет вспомогательного оборудования.....	72
7.6.1 Расчет газопровода и подбор газодувки.....	72
7.6.2 Расчет водопровода и подбор насоса	74
ПРИЛОЖЕНИЯ	77
Приложение А (обязательное) Образец оформления титульного листа курсового проекта (курсовой работы).....	77
Приложение Б (справочное) Значения коэффициента Генри К для водных растворов некоторых газов	78
Приложение В (рекомендуемое) Характеристики насадок	79
Приложение Г (рекомендуемое) Зависимость предельной скорости пара w' от относительной плотности пара и жидкости $\frac{\rho_n}{\rho_{ж}}$	80
Приложение Д (информационное) Библиографический список	81

ВВЕДЕНИЕ

Настоящее методическое пособие предназначено для выполнения курсового проекта (работы) по дисциплинам «Процессы и аппараты химической технологии» и «Гидравлика и теплотехника».

Курсовой проект по названным дисциплинам является большой самостоятельной инженерной работой студентов в вузе. Он включает расчет типовой установки (выпарной, абсорбционной, ректификационной и др.) и ее графическое оформление. Работая над проектом, студент изучает действующие ГОСТы, ОСТы, нормалы, справочную литературу, приобретает навыки выбора аппаратуры и составления технико-экономических обоснований, оформления технических документации. Основная цель курсового проектирования заключается в закреплении и расширении теоретических знаний студентов, в приобретении ими навыков по решению инженерных задач. Выполнение данного курсового проекта служит базой для выполнения курсовых и дипломных проектов по специальности.

В пособии приведены примеры расчета типовых абсорбционных установок (насадочного и тарельчатого типов) и расчет вспомогательных аппаратов и оборудования, которые следует подобрать для обеспечения работы данной установки. Данное пособие разработано на основе методических указаний [1], дополнено приложениями, что позволяет быстро определить необходимые справочные величины. Пособие составлено с целью дать ответы на возникающие у студентов, приступающих к выполнению курсового проекта, вопросы. В нем приведены формулы, справочные данные и литературные источники, пользуясь которыми студенты проводят расчеты, а также указаны последовательность и содержание этих расчетов.

1 СОДЕРЖАНИЕ КУРСОВОГО ПРОЕКТА И ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ К ЕГО ОФОРМЛЕНИЮ

Курсовой проект по дисциплинам «Процессы и аппараты химической технологии» и «Гидравлика и теплотехника» состоит из пояснительной записки и графической части.

Содержание пояснительной записки. Пояснительная записка к курсовому проекту, содержащая все исходные, расчетные и графические (вспомогательные) материалы, должна быть оформлена в определенной последовательности:

- 1) титульный лист;
- 2) бланк задания на проектирование;
- 3) содержание;
- 4) введение;
- 5) технологическая схема установки и ее описание;
- 6) технологический расчет аппаратов;
- 7) расчет и подбор вспомогательного оборудования;
- 8) заключение (выводы);
- 9) библиографический список.

Титульный лист. Пример выполнения титульного листа приведен в приложении А данного пособия.

В названии проекта должна быть указана производительность установки. Например «Абсорбционная установка непрерывного действия для поглощения $1,6 \text{ м}^3/\text{с SO}_2$ из смеси с воздухом водой».

Задание на выполнение курсового проекта выдается на специальном бланке и подшивается в пояснительную записку без переписывания.

Содержание приводят в точном соответствии с рубрикацией, принятой в пояснительной записке, с указанием номеров страниц начала разделов и подразделов.

Введение. В данном разделе необходимо кратко описать сущность и назначение данного процесса, сравнительную характеристику аппаратов для его осуществления. Также обосновывается краткая характеристика процесса, происходящего в аппарате, назначение и цель расчета.

Технологическая схема установки. Приводится принципиальная схема установки и ее описание с указанием позиций (номеров аппаратов). На схеме проставляются стрелки, указывающие направление всех потоков.

Технологический расчет аппаратов. Задачей этого раздела проекта является расчет основных размеров аппаратов (диаметра, высоты, поверхности теплопередачи и т. д.). Для проведения технологического расчета необходимо предварительно найти по справочникам физико-химические свойства перерабатываемых веществ (плотность, вязкость и т. п.), составить материальные и тепловые балансы. Затем на основе анализа литературных данных и рекомендаций данного пособия выбирается методика расчета размеров аппарата. В этот же раздел входит гидравлический расчет аппаратов, целью которого является определение гидравлического сопротивления.

Расчет и подбор вспомогательного оборудования. Кроме основных аппаратов в установку входят различные виды вспомогательного оборудования: насосы, вентиляторы, газодувки, компрессоры, вакуум-насосы, конденсатоотводчики и т. п. Все это оборудование должно быть рассчитано или подобрано по нормам, каталогам или ГОСТам с учетом конкретных условий их работы.

Заключение (выводы). Заканчивая расчетную часть проекта, студент должен дать анализ полученных результатов, их соответствия заданию на проект.

Библиографический список. Литературные источники, которые использовались при составлении пояснительной записки, располагаются в порядке упоминания их в тексте или по алфавиту (по фамилии первого автора работы). Оформляется в соответствии с положениями о дипломном проектировании [2; 3]. Ссылки на использованную литературу в тексте приводят в квадратных скобках, учитывая номер источника по приведенному в пояснительной записке списку.

Оформление расчетно-пояснительной записки. Требования к оформлению текста пояснительной записки определены в «Положении о дипломном проектировании. Часть 1. Единые требования к текстовым документам», ГОСТ 2.105-95 «Общие требования к текстовым документам», ГОСТ 7.32 «Отчет о научно-исследовательской работе».

Текст дипломного проекта (работы) должен быть выполнен печатным способом с использованием компьютера и принтера на одной стороне белой бумаги шрифтом Times New Roman, кегль 14, через 1,5 интервала, черным цветом, величина абзацного отступа не менее 15 мм.

Содержание пояснительной записки может быть представлено в виде текста, таблиц, иллюстраций, формул и других составляющих.

Страницы пояснительной записки должны соответствовать формату А4 в соответствии с ГОСТ 2.301. При необходимости допускается приме-

нение других основных и дополнительных форматов по вышеуказанному стандарту. Такие страницы подшиваются и складываются так, чтобы основная надпись оставалась сверху без разворачивания листа. Каждый лист пояснительной записки, кроме приложений, должен иметь рамку, согласно ГОСТ 2.106, и основную надпись, согласно ГОСТ 2.104, по формам 2 (для заглавного листа – «Содержание») и 2а (для последующих листов), рисунок 7.1 [3, с. 17]. Отступы текста от рамки слева и справа не менее 3 мм, сверху и снизу от рамки до текста не менее 10 мм, абзацный отступ не менее 15 мм, как показано на рисунках В.9 и В.10 [3, с. 61–62].

Нумерация страниц пояснительной записки сквозная, включая приложения, арабскими цифрами в основной надписи. Заглавным листом считается лист «Содержание», который одновременно считается вторым листом пояснительной записки, так как титульный лист также включается в общую нумерацию. Номер страницы на титульном листе не проставляется. «Задание», «Введение», «Основная часть», «Заключение» в пояснительную записку подшиваются, но не нумеруются. Иллюстрации, таблицы включаются в общую нумерацию [3, с. 37].

Библиографический список должен содержать точные сведения об источниках, использованных при разработке дипломного проекта (работы), в соответствии с ГОСТ 7.1, ГОСТ 7.16, ГОСТ 7.34, настоящим положением и удовлетворять следующим требованиям:

- соответствовать теме дипломного проекта (работы);
- представлять разнообразные виды изданий: официальные, нормативные, справочные, учебные, научные, методические и т. д.;
- не содержать нормативно-устаревшие источники.

Библиографический список составляется в последовательности ссылок на источники по тексту пояснительной записки, которые нумеруются арабскими цифрами [3, с. 36].

Графики, таблицы выполняются ручным способом или с помощью специальных компьютерных программ. Объем работы составляет 30–40 страниц (в зависимости от темы). Текст печатается на одной стороне листа. Терминология и определения в записке должны быть едиными и соответствовать установленным стандартам, а при их отсутствии – общепринятым в научно-технической литературе. Сокращения слов в тексте и подписях не допускаются, за исключением сокращений, установленных ГОСТ 7.12–77. Все расчетные формулы в пояснительной записке приводятся сначала в общем виде, нумеруются, дается объяснение обозначений и размерностей всех входящих в формулу величин. Затем в формулу подставляют численные значения величин и записывают результаты расчета.

Все иллюстрации (графики, схемы, чертежи) именуются рисунками. Рисунок нумеруют и располагают после ссылки на него.

Все таблицы, как и рисунки, нумеруют. Слева над таблицей (на уровне левой кромки контура таблицы) помещается слово «Таблица», ее номер

и название. Нумерация таблиц производится арабскими цифрами либо сквозной нумерацией в пределах всего текстового документа, например, «Таблица 1». Название таблицы помещается над таблицей и оформляется строчными буквами, начиная с прописной [2, с. 24].

Страницы скрепляются жесткой обложкой специальных папок для выполнения курсовых работ. В отдельных случаях, с разрешения руководителя, работа может быть выполнена в рукописном варианте разборчивым почерком черной или синей пастой с соблюдением указанных требований.

Графическая часть курсового проекта. Графическая часть включает два листа чертежей размером 841 × 594 мм (формат А1) – технологическая схема установки и чертеж общего вида аппарата.

На первом листе формата А1 выполняется технологическая схема установки и перечень составных частей и элементов схемы (в виде таблицы). Отдельно на формате А4 приводится схема установки и подшивается в записку.

На втором чертеже (А1) должны быть представлены: общий вид аппарата в разрезе [4, Т. 2, с. 874–895; 5]; элемент фланцевого соединения в разрезе [4, Т. 1, с. 541]; таблица штуцеров, техническая характеристика и технические требования [6, с. 412–493]. На аппарат составляется спецификация, которая размещается на отдельном листе и подшивается в пояснительную записку.

Чертежи оформляются в соответствии с действующими нормами на обечайки, днища, крышки, фланцы, опоры и ГОСТами на трубы, болты, гайки, прокладки и т. д.

Принципы графического оформления курсового проекта с учетом правил ЕСКД и примеры выполнения технологических схем установок и чертежей типовых аппаратов и узлов изложены в пособии [6].

Защита курсового проекта. К защите допускается студент, выполнивший задание на проектирование в установленном объеме и оформивший его в соответствии с требованиями.

Оформленный проект сдается руководителю для проверки, а затем в назначенный срок студент защищает свой проект.

Защита курсовых проектов должна проводиться публично в присутствии других студентов и комиссии в составе не менее двух преподавателей.

2 РАСЧЕТ АБСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК

2.1 Общие сведения

Абсорбционные процессы широко распространены в химической технологии и являются одной из основных технологических стадий ряда производств: серной, соляной, азотной кислот; коксохимии и переработки нефти. Кроме того, абсорбционные процессы являются основными при санитарной очистке выпускаемых в атмосферу отходящих газов от вредных примесей. Этот процесс широко используется при химической переработке древесины. Наибольшее распространение в целлюлозно-бумажном, гидролизном и лесохимическом производствах нашли скрубберы с насадкой и с барботажными тарелками. Поэтому более подробно остановимся на методах и последовательности расчета абсорбционных аппаратов данного типа.

Области применения абсорбционных процессов в промышленности весьма обширны: получение готового продукта путем поглощения газа жидкостью; разделение газовых смесей на составляющие их компоненты; очистка газов от вредных примесей; улавливание ценных компонентов из газовых выбросов.

Различают физическую абсорбцию и хемосорбцию. При *физической абсорбции* растворение газа в жидкости не сопровождается химической реакцией или влиянием этой реакции на скорость процесса можно пренебречь. Как правило, физическая абсорбция не сопровождается существенными тепловыми эффектами. Если при этом начальные потоки газа и жидкости незначительно различаются по температуре, такую абсорбцию можно рассматривать как изотермическую. С этого наиболее простого случая начнем рассмотрение расчета процесса абсорбции.

Основная сложность при проектировании абсорберов заключается в правильном выборе расчетных закономерностей для определения кинетических коэффициентов из большого числа различных, порой противоречивых, зависимостей, представленных в технической литературе. Расчеты по этим уравнениям, обычно справедливым для частных случаев, приводят зачастую к различающимся, а иногда к заведомо неверным результатам. Рекомендуемые здесь уравнения выбраны после тщательного анализа и сравнительных расчетов в широком интервале переменных, проверки адекватности расчетных данных опытных, полученных на реальных системах.

Процессы абсорбции изучаются в теоретическом и практическом курсе «Процессы и аппараты химической технологии» [6].

Абсорбцией называют процесс поглощения газов или паров из газов или парогазовых смесей жидкими поглотителями (*абсорбентами*).

При физической абсорбции поглощаемый газ (*абсорбтив*) не взаимодействует химически с абсорбентом. Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется **хемосорбцией**.

Физическая абсорбция в большинстве случаев обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощенного газа из раствора – **десорбция**.

Сочетание абсорбции с десорбцией позволяет многократно применять поглотитель и выделять поглощенный компонент в чистом виде. Во многих случаях проводить десорбцию не обязательно, так как абсорбент и абсорбтив представляют собой дешевые или отбросные продукты, которые после абсорбции можно вновь не использовать (например, при очистке газов).

В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для очистки этих смесей от вредных примесей.

Абсорбционные процессы широко распространены в химической технологии и являются основной технологической стадией ряда важнейших производств (например, абсорбция SO_3 в производстве серной кислоты; абсорбция HCl с получением соляной кислоты; абсорбция окислов азота водой в производстве азотной кислоты; абсорбция NH_3 , паров C_6H_6 , HCl и других компонентов из коксового газа; абсорбция паров различных углеводородов из газов переработки нефти и т. п.). Кроме того, абсорбционные процессы являются основными процессами при санитарной очистке выпускаемых в атмосферу отходящих газов от вредных примесей (например, очистка топочных газов от SO_2 ; очистка от фтористых соединений газов, выделяющихся в производстве минеральных удобрений, и т. д.).

Аппараты, в которых осуществляются абсорбционные процессы, называют **абсорберами**. Как и другие процессы массопередачи, абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность соприкосновения между жидкостью и газом. По способу образования этой поверхности абсорберы можно условно разделить на следующие группы:

- поверхностные и пленочные;
- насадочные;
- барботажные (тарельчатые);
- распыливающие.

Тарельчатые абсорберы представляют собой вертикальные колонны, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга размещены горизонтальные перегородки – тарелки. С помощью тарелок осуществляется направленное движение фаз и многократное взаимодействие жидкости и газа.

В настоящее время в промышленности применяются разнообразные конструкции тарельчатых аппаратов. По способу слива жидкости с тарелок барботажные абсорберы можно разделить на колонны:

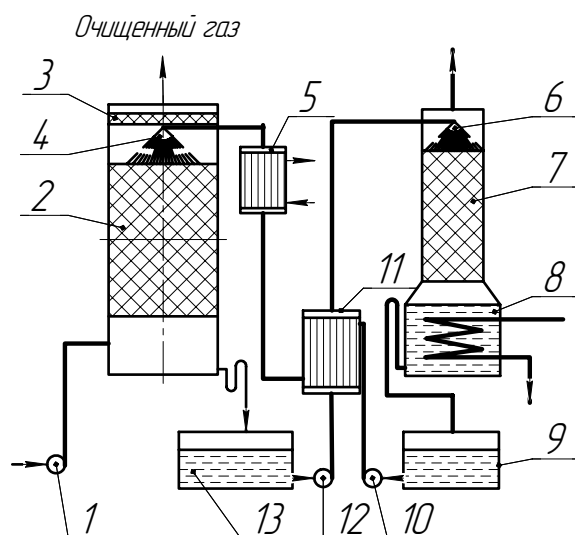
- с тарелками со сливным устройством;
- с тарелками без сливных устройств.

В тарельчатых колоннах со сливными устройствами перелив жидкости с тарелки на тарелку осуществляется при помощи специальных уст-

роЙств – сливных трубок, карманов и т. п. Нижние концы трубок погружены в стакан на нижерасположенных тарелках и образуют гидравлические затворы, исключающие возможность прохождения газа через сливное устройство.

К тарелкам со сливным устройством относятся: ситчатые, колпачковые, клапанные и балластные, пластинчатые и др.

Колонны с колпачковыми тарелками менее чувствительны к загрязнениям, чем колонны с ситчатыми тарелками, и отличаются более высоким интервалом устойчивой работы. Колпачковые тарелки устойчиво работают при значительных изменениях нагрузок по газу и жидкости. К их недостаткам следует отнести: сложность устройства и высокую стоимость, низкие предельные нагрузки по газу, относительно высокое гидравлическое сопротивление, трудность очистки. Поэтому колонны с колпачковыми тарелками постепенно вытесняются новыми, более прогрессивными конструкциями тарельчатых аппаратов [7].



1 – вентилятор (газодувка); 2 – абсорбер с насадкой; 3 – брызгоотбойник; 4, 6 – оросители; 5 – холодильник; 7 – десорбер; 8 – куб десорбера; 9 – емкости для абсорбента; 10, 12 – насосы; 11 – теплообменник-рекуператор.

Рисунок 1 – Принципиальная схема абсорбционной установки

На рисунке 1 представлена схема абсорбционной установки. Газ на абсорбцию подается газодувкой 1 в нижнюю часть колонны 2, где равномерно распределяется перед поступлением на контактный элемент (насадку или тарелки). Абсорбент из промежуточной емкости 9 насосом 10 подается в верхнюю часть колонны и равномерно распределяется по поперечному сечению абсорбера с помощью оросителя 4. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости. Газ после абсорбции, пройдя брызгоотбойник 3, выходит из колонны. Абсорбент стекает через

гидрозатвор в промежуточную емкость, откуда насосом 12 направляется на регенерацию в десорбер 7 после предварительного подогрева в теплообменнике-рекуператоре 11. Исчерпывание поглощенного компонента из абсорбента производится в кубе 8, обогреваемом, как правило, насыщенным водяным паром. Перед подачей на орошение колонны абсорбент, пройдя теплообменник-рекуператор 11, дополнительно охлаждается в холодильнике 5. Регенерация может осуществляться также другими методами, например отгонкой поглощенного компонента потоком инертного газа или острого пара, понижением давления, повышением температуры. Выбор метода регенерации существенно сказывается на технико-экономических показателях абсорбционной установки в целом [6, с. 191].

Целью расчета является определение основных размеров абсорбера, размеров внутренних устройств, материальных потоков, диаметров, трубопроводов, гидравлических сопротивлений, выбор насосной установки и вентилятора. Подбор оборудования осуществляется по существующим ГОСТам и нормам с соответствующей ссылкой на источник.

2.2 Общие указания по расчету абсорберов насадочного и тарельчатого типов

Для расчета абсорберов задаются: расход газа, его состав, начальная концентрация извлекаемого компонента в газовой фазе. Кроме того, должна быть известна конечная концентрация извлекаемого компонента в газе или степень извлечения.

Указывается вид абсорбента и его начальная концентрация. Часто задается коэффициент избытка абсорбента ε , который обычно принимается в пределах от 1,1 до 1,3 (т. е. расход поглотителя на 10–30 % больше минимального).

Основными определяемыми величинами являются: расход абсорбента, диаметр абсорбера и его высота, гидравлическое сопротивление абсорбера.

Предлагаемый порядок расчета не является единственным, поэтому не должен стеснять студента в выборе методики расчета. Главное, чтобы методика была достаточно обоснована.

Ниже приведены примеры расчета абсорбционных установок с двумя типами колонн:

- 1) насадочная;
- 2) тарельчатая (с капсульными колпачками и с ситчатыми тарелками).

Для удобства пользования методическим пособием обозначения величин, большинство ссылок на расчетные формулы, справочные данные приводятся в соответствии со взятыми за основу методическими указаниями [1].

3 ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

3.1 Определение расхода абсорбента

При расчете абсорбера с нелетучим жидким поглотителем массовые (или мольные) расходы поглотителя и инертного, не растворяющегося в жидкости газа будут постоянными по высоте абсорбера. Выражая концентрации поглощаемого компонента в газе и жидкости в относительных массовых (или мольных) единицах, получим **уравнение материального баланса** (в массовых единицах):

$$M = G_y (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L (\bar{X}_k - \bar{X}_n), \quad (3.1)$$

где M – расход поглощаемого компонента, кг/с ; G_y и L – расходы инертного газа и жидкого поглотителя, кг/с ; \bar{Y}_n, \bar{Y}_k – концентрации поглощаемого компонента в газе в низу и на верху абсорбера, $\text{кг/кг инертного газа}$; \bar{X}_k, \bar{X}_n – концентрации поглощаемого компонента в жидкости на верху и в низу абсорбера, $\text{кг/кг жидкого поглотителя}$ [8, с. 290].

Из уравнения материального баланса (3.1) следует:

$$L = G_y \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{\bar{X}_k - \bar{X}_n}. \quad (3.2)$$

Концентрацию \bar{X}_k находят в зависимости от равновесной концентрации \bar{X}_k^* и коэффициента избытка абсорбента ε по выражению:

$$\bar{X}_k = \frac{\bar{X}_k^*}{\varepsilon}, \quad (3.3)$$

где \bar{X}_k^* связана с начальной концентрацией газа \bar{Y}_k по закону Генри или задается в табличной форме при нелинейной связи $\bar{X}_k^* = f(\bar{Y})$.

3.2 Определение диаметра абсорбера

Выбирают материал и тип насадки [8, с. 524, таблица XVII]. Мелкая насадка имеет большую поверхность массообмена, но при очень большой удельной поверхности насадка может оказаться не полностью смоченной

жидкостью и поверхность контакта будет меньше поверхности насадки. Это явление учитывается *коэффициентом смачиваемости* Ψ . Максимальное смачивание насадки ($\Psi = 1$) достигается при некоторой оптимальной плотности орошения U_{opt} . При дальнейшем увеличении плотности орошения Ψ остается постоянным и равным единице. Оптимальную плотность орошения можно приближенно определить по формуле (X-39) [9, с. 667]:

$$U_{opt} = b f, \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч}),$$

где b – коэффициент, значения которого приведены в табл. X-7 [9, с. 667]; f – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2 / \text{м}^3$. Значения коэффициента смачиваемости Ψ при $U < U_{opt}$ даны на рис. X-3 [9, с. 667].

Определяют фактическую (рабочую) плотность орошения по формуле (3.4):

$$U = \frac{L}{\rho_{ж} S}, \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}, \quad (3.4)$$

где $\rho_{ж}$ – плотность абсорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$; S – площадь сечения колонны, м^2 .

Если фактическая плотность будет меньше оптимальной, то коэффициент смачивания будет меньше единицы. В этом случае следует применять насадку с меньшей удельной поверхностью, чтобы снизить U_{opt} . Практически полное смачивание достигается при плотности орошения порядка $5 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ [9, с. 667].

Самый лучший вариант работы колонны – при $\frac{U}{U_{opt}} = 1$.

Если $U \ll U_{opt}$, т. е. неполное смачивание, то целесообразно взять насадку больших размеров и расчет повторить. Если $U \gg U_{opt}$ – принимают насадку меньших размеров и повторяют расчет.

Диаметр колонны определяют по уравнению расхода. Для этого необходимо рассчитать рабочую скорость газового потока в колонне.

Расчет абсорбера производят для работы при оптимальном гидродинамическом режиме. Рабочую скорость газа w в абсорбере можно определить по критериальной зависимости [8, с. 292]. Тогда диаметр абсорбера будет равен

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{G_y}{0,785 \rho_y w}}, \quad (3.5)$$

где G_y – расход инертного газа, $\text{кг}/\text{с}$; ρ_y – плотность абсорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$; w – скорость газа, $\text{м}/\text{с}$.

3.3 Определение высоты абсорбера

Существуют несколько методов расчета высоты слоя насадки [8, с. 292, 673]. Высоту насадки H_n абсорбера рассчитывают через поверхность массопередачи, число единиц переноса, а также число действительных тарелок. Высота насадки определяется аналитически или графически.

Аналитическим методом высоту насадки можно рассчитать по уравнению:

$$H_n = \frac{G_y}{\sigma S_{св} K} \int_{y_n}^{y_k} \frac{dy}{y - y^*} = h_y m_y, \quad (3.6)$$

где G_y – мольный расход инертного газа, $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$; σ – удельная поверхность насадки, $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$; $S_{св}$ – площадь свободного сечения абсорбера, м^2 ; K –

коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль ин.газа}}}$; $\int_{y_n}^{y_k} \frac{dy}{y - y^*} = m_y$ – число

единиц переноса по газовой фазе; y – мольный рабочий состав газа, доли единицы; y^* – мольный равновесный состав газа, доли единицы; h_y – высота единицы переноса.

Интеграл $\int_{y_n}^{y_k} \frac{dy}{y - y^*} = m_y$ находят графически [9, с. 675].

Если же равновесная линия прямая (или приближается к прямой), то:

Если же равновесная линия прямая (или приближается к прямой), то:

$$m_y = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}}, \quad (3.7)$$

где Δy_{cp} – средняя движущая сила абсорбции по газовой фазе, кг/кг ; определяется по формуле

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{2,3 \lg \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k}}. \quad (3.8)$$

Можно поступить и по-другому. Согласно основному уравнению мас-

сопередачи,

$$G = K_{\Delta P} F \Delta p_{cp}, \quad (3.9)$$

где G – количество абсорбируемого газа, $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$; $K_{\Delta P}$ – коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}$; F – поверхность массопередачи, м^2 ; Δp_{cp} – средняя движущая сила процесса абсорбции, выраженная через парциальное давление, кПа , определяется по формуле

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p_n - \Delta p_k}{2,3 \lg \frac{\Delta p_n}{\Delta p_k}}, \quad (3.10)$$

где Δp_n – движущая сила процесса внизу колонны, кПа ; Δp_k – движущая сила процесса вверху колонны, кПа .

Высота слоя насадки:

$$H_n = \frac{G}{\sigma S_k K_{\Delta P} \Delta p_{cp}}. \quad (3.11)$$

Поверхность контакта фаз в абсорбере при пленочном режиме работы:

$$F = H_n S_k \sigma, \quad (3.12)$$

где $S_k = \frac{\pi D^2}{4}$ – площадь поперечного сечения колонны, м^2 ; D – диаметр колонны, м ; σ – удельная поверхность сухой насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

В этом случае движущая сила процесса выражена через парциальные давления поглощаемого компонента.

Коэффициент массопередачи $K_{\Delta p}$ определяется [8, с. 287]:

$$K_{\Delta p} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{\varphi}{\beta_x}}, \quad (3.13)$$

где β_y – коэффициент массоотдачи для газа; β_x – коэффициент массоотдачи для жидкости; φ – коэффициент распределения.

Коэффициент массоотдачи для газа β_y определяется из критериального уравнения [9, с. 703]:

$$\beta_y = \frac{Nu'_y D_y \rho_y}{d_{\text{э}} P_{\text{из}} M_{\text{см}}}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}, \quad (3.14)$$

где Nu'_y – критерий Нуссельта в газовой фазе; D_y – коэффициент диффузии газа в газе при рабочих условиях, $\text{м}^2/\text{с}$; ρ_y – средняя плотность газовой фазы при рабочих условиях, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$; $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр насадки, м ; $P_{\text{из}}$ – среднее парциальное давление инертного газа в газовой смеси, кПа ; $M_{\text{см}}$ – средняя молекулярная масса газовой смеси.

Критерий Нуссельта в газовой фазе определяется по формуле [10, с. 379–403]:

$$Nu'_y = 0,027 \text{Re}_y^{0,8} (\text{Pr}'_y)^{0,33}, \quad (3.15)$$

где Re_y и Pr'_y – критерии Рейнольдса и Прандтля в газовой фазе, определяются по формулам

$$\text{Re}_y = \frac{4w\rho_y}{\sigma\mu_y}; \quad (3.16)$$

$$\text{Pr}' = \frac{\mu_y}{\rho_y D_y}. \quad (3.17)$$

Коэффициент массоотдачи со стороны жидкости β_x определяется по формуле [8, с. 294]:

$$\beta_x = \frac{Nu'_x D_x}{d_{\text{э}}}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}, \quad (3.18)$$

где D_x – коэффициент диффузии газа в жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$; Nu'_x – критерий Нуссельта в жидкой фазе определяется по формуле [10, с. 379–403]:

$$Nu'_x = 0,00595 \text{Re}_x^{0,67} \text{Pr}_x^{0,33} \text{Ga}^{0,33}. \quad (3.19)$$

Критерии Re, Pr и Ga в жидкой фазе определяются по формулам [10, с. 379–403]:

$$\text{Re}_x = \frac{4L}{\sigma \mu_x S_K}; \quad (3.20)$$

$$\text{Pr}_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x}; \quad (3.21)$$

$$\text{Ga} = \frac{d_H^3 \rho_x^2 g}{\mu_x^2}, \quad (3.22)$$

где d_H – наружный диаметр элемента насадки, м.

Можно привести еще один из широко распространенных методов определения высоты насадки [8, с. 285; 9, с. 689] через объемный коэффициент массопередачи K'_{yv} :

$$H_n = \frac{w_{onm}}{K'_{yv}} \int_{y_m}^{\bar{y}_\theta} \frac{d\bar{y}}{\bar{y} - \bar{y}^*} = h_y m_y, \quad (3.23)$$

где w_{onm} – скорость газа, соответствующая оптимальному режиму работы насадочной колонны, $\frac{м}{с}$; K'_{yv} – объемный коэффициент массопередачи, $1/с$; \bar{y} и \bar{y}^* – содержание компонента в газовой фазе и равновесное, в любом сечении аппарата; $\int_{y_m}^{\bar{y}_\theta} \frac{d\bar{y}}{\bar{y} - \bar{y}^*} = m_y$ – число единиц переноса по газовой фазе (интегрирование производится от меньшей концентрации до большей).

Скорость газа определяется по формуле [9, с. 688]:

$$w_{onm} = \frac{\text{Re}'_y \mu_y}{d_\circ \rho_y}, \quad (3.24)$$

где $d_\circ = \frac{4V_c}{\sigma}$ – эквивалентный диаметр насадки, м; V_c – свободный объем насадки, $м^3/м^3$; σ – удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$.

Критерий Рейнольдса

$$\text{Re}'_y = 0,045 \text{ Ar}^{0,57} \left(\frac{G_y}{L} \right)^{0,43}. \quad (3.25)$$

Объемный коэффициент массопередачи определяется по уравнению

$$K'_{yv} = \frac{Nu' D_y}{d_s^2}, \quad (3.26)$$

$$\text{где } Nu' = 0,035 \text{ Re}_y^{0,8} (\text{Pr}')^{0,3} \text{ [9, с. 689]}. \quad (3.27)$$

В заключение следует напомнить, пересчет коэффициентов массоотдачи, массопередачи, движущей силы процесса, из одной размерности в другую [10, с. 47].

Для улучшения смачиваемости насадки в колонне большого диаметра насадку укладывают слоями высотой 2–3 м, под каждой секцией устанавливают перераспределитель жидкости [6; 10].

Общая высота колонны H_k складывается из высоты насадки H_n и общей высоты перераспределительных разрывов насадки $H_p = \left(\frac{H_n}{3 D_k} - 1 \right) \cdot 0,4$, высот верхней и нижней сепарационных частей, выбираемых конструктивно по [6, с. 235].

Высота насадочной части

$$H = H_n + \left(\frac{H_n}{3 D_k} - 1 \right) \cdot 0,4. \quad (3.28)$$

Общая высота колонны

$$H_k = H + Z_v + Z_n, \quad (3.29)$$

где Z_v и Z_n – соответственно высота сепарационного пространства над насадкой и расстояние между днищем колонны и насадкой, м.

Значения Z_v и Z_n выбирают в соответствии с таблицей 1 [6, с. 235].

Таблица 1 – Зависимость высоты сепарационного пространства над насадкой и расстоянием между днищем колонны и насадкой от диаметра колонны

Размеры в мм

Диаметр колонны	Z_v	Z_n
-----------------	-------	-------

400 – 1000	600	1500
1200 – 2200	1000	2000
2400 и более	1400	2500

3.4 Определение гидравлического сопротивления орошаемой насадки и общего гидравлического сопротивления

Данные расчеты проводят согласно [9, с. 684].

3.5 Расчет вспомогательного оборудования

3.5.1 Расчет вентилятора

Расчет потребляемой мощности вентилятором производят в соответствии с [6, с. 65] и далее по каталогу [6, с. 42] подбирают вентилятор.

3.5.2 Расчет насосной установки

Расчет мощности насосной установки проводят по задачику [8, с. 65] и подбор насоса осуществляют по пособию [6, с. 38].

4 ПРИМЕР РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

Рассчитать насадочный абсорбер для поглощения водой сернистого газа (SO_2) из смеси его с воздухом.

1. Количество перерабатываемой смеси – $V = 1,6 \frac{м^3}{с}$.
2. Начальная концентрация SO_2 в смеси – $\bar{y}_H = 6,0 \text{ масс. \%}$.
3. Конечная концентрация SO_2 в смеси – $\bar{y}_K = 0,4 \text{ масс. \%}$.
4. Избыток абсорбента – 20 %, следовательно, $\varepsilon = \frac{100 + 20}{100} = 1,2$.
5. Давление абсорбции – $P = 141,5 \text{ кПа}$.
6. Температура абсорбции – $t = 35 \text{ }^\circ\text{C}$.
7. Начальная концентрация SO_2 в абсорбенте – $\bar{x}_H = 0 \text{ масс. \%}$.

Определить:

1. Количество поглощаемого газа – $G_{SO_2}, \frac{кг}{с}$.
2. Расход абсорбента – $L, \frac{кг}{с}$.
3. Диаметр абсорбера – $D_k, м$.
4. Высоту колонны – $H_k, м$.
5. Гидравлическое сопротивление – $\Delta p, \text{кПа}$.
6. Мощность вентилятора – $N_B, \text{кВт}$.
7. Мощность насосной установки – $N_n, \text{кВт}$.

Схема установки приведена на рисунке 2.

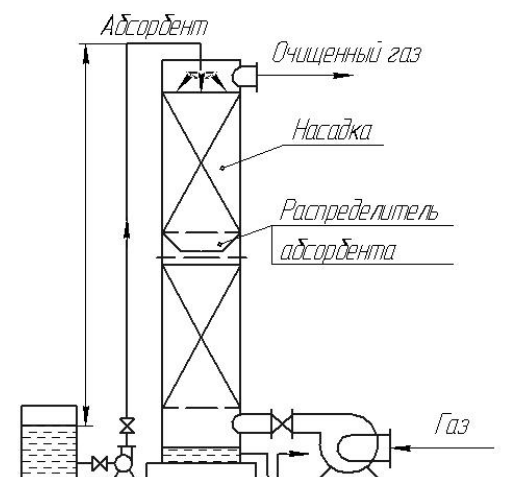


Рисунок 2 – Схема насадочного абсорбера для поглощения водой сернистого газа (SO_2) из смеси его с воздухом

4.1 Определение количества поглощаемого сернистого газа

Количество поглощаемого сернистого газа (SO_2) определяется по формуле:

$$G_{SO_2} = \frac{V y_n M_{SO_2} \alpha}{22,4}, \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (4.1)$$

где y_n – начальная концентрация SO_2 в газовой смеси, выраженная в мольных долях, $\frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}$; M_{SO_2} – молекулярная масса SO_2 , $\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$; α – коэффициент извлечения SO_2 ; 22,4 – объем, занимаемый 1 кмоль газа, м^3 .

Начальная концентрация SO_2 в газовой смеси определяется по формуле:

$$y_n = \frac{\frac{\bar{y}_n}{M_{SO_2}}}{\frac{\bar{y}_n}{M_{SO_2}} + \frac{100 - \bar{y}_n}{M_{\text{возд}}}}, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}, \quad (4.2)$$

где $\bar{y}_n = 6,0 \text{ масс. \%}$ – начальная концентрация SO_2 в смеси (по заданию, см. начало раздела 4); молекулярная масса SO_2 – $M_{SO_2} = 64 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ и молекулярная масса воздуха – $M_{\text{возд}} = 29 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ [8, с. 510].

$$y_n = \frac{\frac{6}{64}}{\frac{6}{64} + \frac{100 - 6}{29}} = 0,028, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

Коэффициент извлечения SO_2 рассчитывается по выражению:

$$\alpha = \frac{\bar{y}_n - \bar{y}_k}{\bar{y}_n}; \quad (4.3)$$

$$\alpha = \frac{6 - 0,4}{6} = 0,933.$$

Тогда количество поглощаемого SO_2 по формуле (4.1) равно

$$G_{SO_2} = \frac{1,6 \cdot 0,028 \cdot 64 \cdot 0,933}{22,4} = 0,12 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

4.2 Определение расхода абсорбента

Расход абсорбента определяется по формуле:

$$L = \frac{G_{SO_2} \varepsilon}{\bar{X}_K^* - \bar{X}_H}, \quad \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (4.4)$$

где \bar{X}_H, \bar{X}_K^* – начальная и конечная концентрации SO_2 в абсорбенте, выраженные в относительных массовых единицах, $\frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг } H_2O}$ ($\bar{X}_H = 0$, по условию задания, см. начало раздела 4).

Конечная концентрация SO_2 в абсорбенте определяется по формуле:

$$\bar{X}_K^* = \frac{M_{SO_2} x_K^*}{M_{H_2O} (1 - x_K^*)}, \quad \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг } H_2O}, \quad (4.5)$$

где x_K^* – мольная доля SO_2 в абсорбенте, равновесная с начальной концентрацией SO_2 в газовой фазе, $\frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль } (SO_2 + H_2O)}$; определяется по выражению:

$$x_K^* = \frac{y_H \Pi}{K}, \quad \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль } (SO_2 + H_2O)}, \quad (4.6)$$

где K – коэффициент Генри для водных растворов, определяется по приложению Б данного пособия или по [8, с. 539]. Для водного раствора SO_2 при $t = 35^\circ \text{C}$ коэффициент Генри $K = 42950 \text{ мм рт. ст.} = 5730 \text{ кПа}$; Π – давление абсорбции = $141,5 \text{ кПа}$ (по условию, см. начало раздела 4).

Вначале определяем равновесную мольную долю SO_2 в абсорбенте по формуле (4.6):

$$x_K^* = \frac{0,028 \cdot 141,5}{5725} = 0,00069 \quad \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль } (SO_2 + H_2O)}.$$

Затем определяем конечную равновесную концентрацию SO_2 в абсорбенте по формуле (4.5):

$$\overline{X}_\kappa^* = \frac{64 \cdot 0,00069}{18 \cdot (1 - 0,00069)} = 2,46 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг } H_2O}.$$

И наконец определяем расход абсорбента по выражению (4.4)

$$L = \frac{G_{SO_2} \varepsilon}{\overline{X}_\kappa^* - \overline{X}_\text{н}} = \frac{0,12 \cdot 1,2}{2,46 \cdot 10^{-3}} = 58,5 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Действительная концентрация SO_2 в абсорбенте на выходе из абсорбера определяется по формуле:

$$\overline{X}_\kappa = \frac{G_{SO_2}}{L}. \quad (4.7)$$

Тогда действительная концентрация SO_2 в абсорбенте на выходе из абсорбера составит:

$$\overline{X}_\kappa = \frac{0,12}{58,5} = 0,00205 \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг } H_2O}.$$

4.3 Определение диаметра абсорбера

Выбираем материал и тип насадки (см. [8, с. 524] или приложение В данного пособия). Кольца Рашига представляют собой простые кольца без дополнительных устройств. Эти кольца наиболее дешевы и просты в изготовлении, они хорошо зарекомендовали себя на практике и являются самым употребительным видом насадок.

Керамические кольца Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ мм.

Удельная поверхность – $\sigma = 204 \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$.

Свободный объем – $V_{\text{св}} = 0,74 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$.

Масса насадки – $G_{\text{нас}} = 532 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

Эквивалентный диаметр – $d_\text{э} = \frac{4V_{\text{св}}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,74}{204} = 0,0145 \text{ м}$.

Расчет абсорбера производят для работы при оптимальном гидродинамическом режиме. Рабочую скорость газа в абсорбере можно определить, используя критериальную зависимость (3.25):

$$Re'_y = 0,045 Ar^{0,57} \left(\frac{G_y}{L} \right)^{0,43}.$$

Скорость газа определяется по формуле (3.24):

$$w = \frac{Re'_y \mu_y}{d_\varepsilon \rho_y},$$

где μ_y – вязкость газовой смеси при рабочих условиях, $Па \cdot с$.

Другой способ определения рабочей скорости заключается в следующем [8, с. 292]. Определяется рабочая скорость газа по формуле:

$$w = (0,6 \div 0,85) w_o, \frac{м}{с}. \quad (4.8)$$

Скорость газа, соответствующая возникновению режима эмульгирования w_o (считая на полное сечение колонны), определяется по уравнению [8, с. 292]:

$$\lg \left[\frac{w_o^2 \sigma \rho_y \mu_x^{0,16}}{g V_{ce}^3 (\rho_x - \rho_y)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{L}{G_y} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y} \right)^{0,125}, \quad (4.9)$$

где ρ_y – средняя плотность газовой фазы при рабочих условиях, $\frac{кг}{м^3}$; μ_x – вязкость воды при рабочих условиях, $мПа \cdot с$; ρ_x – плотность воды при рабочих условиях, $\frac{кг}{м^3}$; L – расход абсорбента, $\frac{кг}{с}$; G_y – расход газа, $\frac{кг}{с}$.

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле:

$$\rho_y = \rho_{см}^{cp} \frac{T_0 P}{T P_0}, \quad (4.10)$$

где $\rho_{см}^{cp}$ – средняя плотность газовой смеси при рабочих условиях, $кг/м^3$; $T_0 = 0^\circ C = 273 K$; T – температура, K ; $P_0 = 760 \text{ мм рт. ст.} = 101300 \text{ Па}$.

Прежде чем определить среднюю плотность газовой фазы при рабочих условиях, следует рассчитать конечную концентрацию SO_2 в газовой смеси, выраженную в мольных долях, по формуле:

$$y_k = \frac{\frac{\bar{y}_k}{M_{SO_2}}}{\frac{\bar{y}_k}{M_{SO_2}} + \frac{100 - \bar{y}_k}{M_{возд}}}, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}, \quad (4.11)$$

где $\bar{y}_k = 6,0 \text{ масс. \%}$ – конечная концентрация SO_2 в смеси (по условию, см. начало раздела 4);

$$y_k = \frac{\frac{0,4}{6,4}}{\frac{0,4}{64} + \frac{99,6}{29}} = 0,0018 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

Концентрации SO_2 в нижней и верхней части колонны будет определяться как: $y_{SO_2}^H = 0,028$ (см. п. 4.1); $y_{SO_2}^G = y_k$.

Средняя концентрация SO_2 определяется по формуле:

$$y_{SO_2}^{cp} = \frac{y_{SO_2}^H + y_{SO_2}^G}{2}; \quad (4.12)$$

$$y_{SO_2}^{cp} = \frac{0,028 + 0,0018}{2} = 0,015.$$

Средняя концентрация воздуха определяется по формуле:

$$y_{возд}^{cp} = 1 - y_{SO_2}^{cp}; \quad (4.13)$$

$$y_{возд}^{cp} = 1 - 0,015 = 0,985.$$

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле:

$$\rho_{см}^{cp} = \rho_{SO_2} y_{SO_2}^{cp} + \rho_{возд} y_{возд}^{cp} = \frac{M_{SO_2}}{22,4} y_{SO_2}^{cp} + \frac{M_{возд}}{22,4} y_{возд}^{cp}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \quad (4.14)$$

$$\rho_{см}^{cp} = \frac{64}{22,4} \cdot 0,015 + \frac{29}{22,4} \cdot 0,985 = 1,32 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Подставляем полученные значения в формулу (4.10) и получаем:

$$\rho_y = \rho_{см}^{cp} \frac{T_0 P}{T P_0} = 1,32 \cdot \frac{273 \cdot 141,5}{308 \cdot 101,0} = 1,63.$$

Средняя молекулярная масса газовой смеси определяется по формуле:

$$M_{см} = M_{SO_2} y_{SO_2}^{cp} + M_{возд} y_{возд}^{cp}, \frac{кг}{кмоль}; \quad (4.15)$$

$$M_{см} = 64 \cdot 0,015 + 29 \cdot 0,985 = 29,53 \frac{кг}{кмоль}.$$

Расход газа определяется по формуле:

$$G_y = \frac{V M_{см}}{22,4}, \frac{кг}{с}; \quad (4.16)$$

$$G_y = \frac{1,6 \cdot 29,53}{22,4} = 2,11 \frac{кг}{с}.$$

Вязкость газовой смеси при рабочих условиях определяется по формуле:

$$\mu_y = \frac{M_{см}}{\frac{M_{SO_2}}{\mu_{SO_2}} y_{SO_2}^{cp} + \frac{M_{возд}}{\mu_{возд}} y_{возд}^{cp}}, \quad (4.17)$$

где $\mu_{SO_2} = 0,014 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu_{возд} = 0,019 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – коэффициенты динамической вязкости соответственно SO_2 , воздуха при температуре абсорбции $t = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ [8, с. 556–557, рисунок V].

$$\mu_y = \frac{29,53}{\frac{64}{0,014 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,015 + \frac{29,53}{0,019 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,985} = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

После подстановки соответствующих значений в формулу (4.9) получим:

$$\lg \left[\frac{w_o^2 \cdot 204 \cdot 1,64 \cdot 0,8^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot (1000 - 1,63)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{58,5}{2,11} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,63}{1000 - 1,63} \right)^{0,125},$$

откуда $w_o = 0,46 \frac{м}{с}$.

Тогда рабочая скорость газа по формуле (4.8) будет равна

$$w = 0,8 \cdot 0,46 \cong 0,36 \frac{м}{с}.$$

Расход смеси при рабочих условиях определяется по формуле:

$$V' = V \frac{P_0 T}{P T_0}; \quad (4.18)$$

где $P_0 = 101300$ Па, $T_0 = 273$ К.

$$V' = \frac{1,6 \cdot 101300 \cdot 308}{141500 \cdot 273} = 1,3 \frac{м^3}{с}.$$

Диаметр абсорбера определяется по формуле (3.5):

$$D'_\kappa = \sqrt{\frac{4V'}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,3}{3,14 \cdot 0,36}} = 2,14 \text{ м}.$$

По каталогу [4, Т. 2, с. 874] принимаем стандартную колонну диаметром $D_\kappa = 2200$ мм.

Действительная скорость потока газа определяется по выражению:

$$w_\partial = \left(\frac{D'_\kappa}{D_\kappa} \right)^2 w; \quad (4.19)$$

$$w_\partial = \left(\frac{2,14}{2,2} \right)^2 \cdot 0,36 = 0,34 \text{ м/с}.$$

Определяем плотность орошения по формуле (3.4) [9]:

$$U = \frac{L}{\rho_{жс} \cdot 0,785 \cdot D_K^2} = \frac{58,5}{1000 \cdot 0,785 \cdot 2,2^2} = 0,0154 \frac{м^3}{м^2 \cdot с} = 55 \frac{м^3}{м^2 \cdot ч}.$$

$$U_{ont} = 5 \frac{м^3}{м^2 \cdot ч} [9, с. 667];$$

$$(U = 55) > (U_{ont} = 5).$$

Так как $U > U_{ont}$, принимаем выбранную насадку – керамические кольца Рашига $25 \times 25 \times 3$ мм.

4.4 Определение высоты колонны

Высота насадочного абсорбера определяется по формуле (3.28). Для начала необходимо определить: среднюю движущую силу по формуле (3.10), коэффициент массопередачи по формуле (3.13) и высоту насадки по формуле (3.11).

4.4.1 Определение движущей силы внизу колонны

Движущая сила процесса внизу колонны определяется по формуле:

$$\Delta P_n = P_n^{SO_2} - P_n^{*SO_2}, \quad (4.20)$$

где $P_n^{SO_2}$ – парциальное давление SO_2 на входе в абсорбер; $P_n^{*SO_2}$ – парциальное давление SO_2 в газе, равновесном с жидкостью, вытекающей из абсорбера.

Парциальное давление SO_2 на входе в абсорбер определяется по формуле:

$$P_n^{SO_2} = y_n P; \quad (4.21)$$

$$P_n^{SO_2} = 0,028 \cdot 141,5 = 3,96 \text{ кПа}.$$

Конечная концентрация SO_2 в жидкости, выраженная в мольных долях, определяется по выражению:

$$x_k = \frac{\frac{\overline{X}_k}{M_{SO_2}}}{\frac{\overline{X}_k}{M_{SO_2}} + \frac{1}{M_{H_2O}}}, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль}(SO_2 + H_2O)}; \quad (4.22)$$

$$x_k = \frac{\frac{0,00205}{64}}{\frac{0,00205}{64} + \frac{1}{18}} = 0,000575 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль}(SO_2 + H_2O)}.$$

Парциальное давление SO_2 в газе, равновесном с жидкостью, вытекающей из абсорбера, определяется по формуле:

$$P_n^{*SO_2} = Kx_k; \quad (4.23)$$

$$P_n^{*SO_2} = 5725 \cdot 0,000575 = 3,29 \text{ кПа}.$$

Тогда движущая сила внизу колонны составит

$$\Delta P_n = 3,96 - 3,29 = 0,67 \text{ кПа}.$$

4.4.2 Определение движущей силы сверху колонны

Движущая сила процесса сверху колонны определяется по формуле:

$$\Delta P_e = P_e^{SO_2} - P_e^{*SO_2}, \quad (4.24)$$

где $P_e^{SO_2}$ – парциальное давление SO_2 в газе, выходящем сверху из абсорбера; $P_e^{*SO_2}$ – парциальное давление SO_2 в равновесном с водой газе.

Парциальное давление SO_2 в газе, выходящем сверху из абсорбера, определяется по выражению:

$$P_e^{SO_2} = y_k P; \quad (4.25)$$

$$P_e^{SO_2} = 0,0018 \cdot 141,5 = 0,26 \text{ кПа}.$$

Так как на орошение абсорбера подается чистая вода, то парциальное давление SO_2 в равновесном с водой газе равно нулю ($P_{\epsilon}^{*SO_2} = 0$); отсюда движущая сила процесса абсорбции на верху колонны:

$$\Delta P_{\epsilon} = P_{\epsilon}^{SO_2} - P_{\epsilon}^{*SO_2} = 0,26 - 0 = 0,26 \text{ кПа}.$$

После подстановки в формулу (3.10) соответствующих значений получаем среднюю движущую силу абсорбции:

$$\Delta P_{cp} = \frac{\Delta P_n - \Delta P_{\epsilon}}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta P_n}{\Delta P_{\epsilon}}} = \frac{0,67 - 0,26}{2,3 \cdot \lg \frac{0,67}{0,26}} = 0,43 \text{ кПа}.$$

4.4.3 Определение коэффициента массопередачи

Коэффициент массопередачи $K_{\Delta P}$ определяется по формуле (3.13) [8, с. 287]. Константа в этом уравнении φ определяется по формуле:

$$\varphi = \frac{K M_{H_2O}}{\rho_{H_2O}}, \quad (4.26)$$

где K – коэффициент Генри для водных растворов, определяется по [8, с. 539] или приложению Б данного пособия. Для водного раствора SO_2 при $t = 35^\circ C$ коэффициент Генри $K = 42950 \text{ мм рт. ст.} = 5725 \text{ кПа}$. Молекулярная масса и плотность воды: $M_{H_2O} = 18 \text{ кг/кмоль}$; $\rho_{H_2O} = 1000 \text{ кг/м}^3$.

$$\varphi = \frac{5725 \cdot 18}{1000} = 103.$$

Коэффициент массоотдачи со стороны газа определяется по формуле (3.14)

$$\beta_y = \frac{Nu' D_y \rho_y}{d_{\text{э}} P_{uz} M_{cm}},$$

где D_y – коэффициент диффузии SO_2 в воздухе при рабочих условиях;

$\rho_y = 1,63 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ – средняя плотность газовой фазы при рабочих условиях;

$d_{\text{э}} = 0,0145 \text{ м}$ – эквивалентный диаметр насадки; P_{uz} – среднее парци-

альное давление инертного газа (в данном случае воздуха) в газовой смеси, $\kappa\text{Па}$; $M_{см} = 29,53 \text{ кг/кмоль}$ – средняя молекулярная масса газовой смеси.

Критерий Рейнольдса определяется по формуле (3.16):

$$\text{Re}_y = \frac{4 w \rho_y}{\sigma \mu_y} = \frac{4 \cdot 0,36 \cdot 1,63}{204 \cdot 0,0185 \cdot 10^{-3}} = 639.$$

Коэффициент диффузии при рабочих условиях определяется по формуле:

$$D_y = D_o \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}}, \frac{\text{м}^2}{\text{с}}, \quad (4.27)$$

где $D_o = D_{SO_2} = 10,3 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$ – коэффициент диффузии газа SO_2 в воздухе, определяется по [8, с. 540, таблица XLII].

$$D_y = 10,3 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{101}{141,5} \cdot \left(\frac{308}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 8,84 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

При отсутствии экспериментальных данных коэффициент (молекулярной) диффузии газа A в газе B (или газа B в газе A) может быть вычислен по формуле (6.20) [8, с. 288]:

$$D_e = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{\frac{3}{2}}}{p \left[(v_A)^{\frac{1}{3}} + (v_B)^{\frac{1}{3}} \right]^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \frac{\text{м}^2}{\text{с}}, \quad (4.28)$$

где T – температура, K ; p – давление (абсолютное), $\frac{\text{кгс}}{\text{см}^2}$; v_A и v_B – молярные объемы газов A и B , определяемые как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа (атомные объемы некоторых элементов и молярные объемы некоторых газов приведены в [8, с. 288, таблица 6.3]; M_A и M_B – молярные массы газов A и B , кг/кмоль .

Критерий Прандтля – по формуле (3.17):

$$\text{Pr}' = \frac{\mu_y}{\rho_y D_y} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,63 \cdot 8,84 \cdot 10^{-6}} = 1,25.$$

Критерий Нуссельта – по формуле (3.15):

$$Nu' = 0,027 \cdot Re_y^{0,8} (Pr')^{0,33} = 0,027 \cdot 639^{0,8} \cdot 1,25^{0,33} = 5,1.$$

Среднее парциальное давление инертного газа определяется по формуле:

$$P_{uz} = P - p_{SO_2} = P - y_{SO_2}^{cp} P = P(1 - y_{SO_2}^{cp}); \quad (4.29)$$

$$P_{uz} = 141,5 \cdot (1 - 0,015) = 139 \text{ кПа}.$$

Определяем коэффициент массоотдачи со стороны газа по формуле (3.14):

$$\beta_y = \frac{5,1 \cdot 8,84 \cdot 10^{-6} \cdot 1,63}{0,0145 \cdot 139 \cdot 29,53} = 1,23 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}.$$

Коэффициент массоотдачи со стороны жидкости (жидкостной пленки) определяется по формуле (3.18):

$$\beta_x = \frac{Nu_x D_x}{d_э}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}},$$

где Nu_x – критерий Нуссельта в жидкой фазе, определяется по формуле (3.19); D_x – коэффициент диффузии SO_2 в воде, $\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$; $d_э = 0,0145 \text{ м}$ – эквивалентный диаметр насадки.

Коэффициент диффузии SO_2 в воде $D_x = D_{SO_2} \cdot b_{H_2O} = 0,604 \cdot 10^{-9} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$ определяется согласно [8, с. 540, таблица XLII] или рассчитывается по приближенной формуле (6.22) [8, с. 289] при 20 °С:

$$D_x = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} \left[(v_A)^{\frac{1}{3}} + (v_B)^{\frac{1}{3}} \right]^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (4.30)$$

где D_x – коэффициент диффузии, $\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$; A и B – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя (значения коэффициентов A и B для некоторых веществ приведены в [8, с. 289]; μ – динамиче-

ский коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа} \cdot \text{с}$; ν_A и ν_B – мольные объемы газов A и B , определяемые как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа (приведены в [8, с. 288, таблица 6.3]; M_A и M_B – мольные массы газов A и B , кг/кмоль .

Определяем критерии Re , Pr и Ga в жидкой фазе.

Критерий Рейнольдса определяем по формуле (3.20):

$$Re_x = \frac{4L}{\sigma \mu_x S_K} = \frac{4 \cdot 58,5}{204 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3} \cdot 3,8} = 377,$$

где S_K – площадь поперечного сечения колонны, м^2 ,
 $S_K = 0,785 \cdot D_K^2 = 0,785 \cdot 2,2^2 = 3,8 \text{ м}^2$.

Критерий Прандтля – по формуле (3.21):

$$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x} = \frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 0,604 \cdot 10^{-9}} = 1325.$$

Критерий Галилея – по формуле (3.22):

$$Ga = \frac{d_n^3 \rho_x^2 g}{\mu_x^2} = \frac{0,025^3 \cdot 1000^2 \cdot 9,81}{(0,8 \cdot 10^{-3})^2} = 239 \cdot 10^6,$$

где d_n – наружный диаметр элемента насадки, м ($d_n = 0,025 \text{ м}$).

Подставляем в формулу (3.19) и находим критерий Нуссельта:

$$Nu_x = 0,00595 \cdot 377^{0,67} \cdot 1325^{0,33} \cdot (239 \cdot 10^6)^{0,33} = 1976.$$

Подставляем в формулу (3.18) и находим коэффициент массоотдачи со стороны жидкости:

$$\beta_x = \frac{1976 \cdot 0,604 \cdot 10^{-9}}{0,0145} = 82 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}.$$

Подставляем все найденные значения в формулу (3.13) и находим коэффициент массопередачи:

$$K_{\Delta P} = \frac{1}{\frac{1}{1,23 \cdot 10^{-6}} + \frac{103}{82 \cdot 10^{-6}}} = 0,48 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}.$$

4.4.4 Определение высоты насадки и высоты всей колонны

Подставляем все найденные значения в формулы (3.11) и находим высоту насадки:

$$H_n = \frac{G_{SO_2}}{M_{SO_2} S_K \sigma K_{\Delta P} \Delta P_{cp}} = \frac{0,12}{64 \cdot 3,8 \cdot 204 \cdot 0,48 \cdot 10^{-6} \cdot 0,43} = 11,6 \text{ м.}$$

Высоту колонны в целом определяем по формуле (3.29):

$$H_k = H_n + h_n + h_g + \left(\frac{H_n}{3D_k} - 1 \right) h_p = 11,6 + 2,0 + 1,0 + \left(\frac{11,6}{3 \cdot 2,2} - 1 \right) \cdot 0,4 = 15 \text{ м,}$$

где $h_n = 2,0$ – высота нижней части колонны, м; $h_g = 1,0$ – высота верхней части колонны, м, принимается в зависимости от диаметра колонны (таблица 1); $\left(\frac{H_n}{3D_k} - 1 \right)$ – число разрывов между насадкой, шт.; $h_p = 0,4$ – высота разрыва, м.

4.5 Гидравлическое сопротивление колонны с насадкой

Гидравлическое сопротивление насадочной колонны определяется по формуле:

$$\Delta p = \Delta p_{op} + \Delta p_{mc}, \quad (4.31)$$

где Δp_{op} – сопротивление орошаемой насадки, Па; Δp_{mc} – потеря давления на преодоление местных сопротивлений в колонне, Па.

Сопротивление орошаемой насадки определяется по формуле [9, с. 685]:

$$\Delta p_{op} = H_n \left(\frac{\Delta p}{l} \right)_{cn} \left\{ 1 + A \left[\left(\frac{L}{G_y} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right) \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,2} \right]^{0,225} \right\}, \quad (4.32)$$

где A – коэффициент, который составляет 8,4 для точки инверсии, когда $w_y = w_u$, 5,1 для точки подвисяния при $\left(\frac{w_y}{w_u} \right) = 0,85$ и 1,81 для точки тор-

можения газа при $\left(\frac{w_y}{w_u}\right) = 0,45$; для других отношений значение A можно определить [9, с. 685, рисунок X-15]; w_y и w_u – скорость рабочая и инверсии соответственно; $\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{сн}$ – сопротивление сухой насадки на один метр высоты, определяется по формуле:

$$\left(\frac{\Delta p}{l}\right)_{сн} = \lambda \frac{\sigma}{4V_{св}^3} \frac{w_y^2 \rho_y}{2}, \text{ Па} \cdot \text{м}. \quad (4.33)$$

Так как $\lambda = f(\text{Re})$, то при $\text{Re} > 40$ коэффициент λ будет определяться по формуле:

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_y^{0,2}}; \quad (4.34)$$

$$\lambda = \frac{16}{639^{0,2}} = 4,4.$$

Сопротивление сухой насадки на один метр высоты составит:

$$\left(\frac{\Delta p}{l}\right)_{сн} = 4,4 \cdot \frac{204 \cdot 0,36^2 \cdot 1,63}{4 \cdot 0,74^3 \cdot 2} = 58,5 \text{ Па} \cdot \text{м}.$$

Сопротивление орошаемой насадки для точки подвисяния:

$$\Delta p_{op} = 11,6 \cdot 58,5 \cdot \left\{ 1 + 5,1 \cdot \left[\left(\frac{58,5}{2,11}\right)^{1,8} \cdot \left(\frac{1,63}{1000}\right) \cdot \left(\frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{0,018 \cdot 10^{-3}}\right)^{0,2} \right]^{0,225} \right\} = 4399 \text{ Па}.$$

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений в колонне определяется по формуле:

$$\Delta p_{mc} = \Delta p_{1,6} + \Delta p_{2,4,3,5}, \quad (4.35)$$

где $\Delta p_{1,6}$ – потеря давления на преодоление местных сопротивлений входа и выхода газового потока в колонне; $\Delta p_{2,4,3,5}$ – потеря давления на преодоление местных сопротивлений (два входа и два выхода из насадки) (см. рисунок 2).

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений входа и выхода газового потока в колонне определяется по формуле:

$$\Delta p_{1,6} = (\xi_1 + \xi_6) \frac{w_z^2 \rho_y}{2}, \quad (4.36)$$

где ξ_1 – коэффициент внезапного расширения; ξ_6 – коэффициент внезапного сужения; w_z – скорость газового потока в подводящих и отводящих газопроводах, $\frac{м}{с}$.

Согласно [8, с. 17, таблица 1.1], скорость газового потока принимается в пределах $w_z = 5 \div 20 \frac{м}{с}$. Принимаем $w_z = 10 \frac{м}{с}$, тогда диаметр газопроводов по формуле (3.5):

$$D_z = \sqrt{\frac{G_y}{0,785 \cdot \rho_y \cdot w_z}} = \sqrt{\frac{2,11}{0,785 \cdot 1,63 \cdot 11}} = 0,386 \text{ м.}$$

По ГОСТ 8732-78 [4, Т. 1, с. 98] выбираем трубопровод со стандартным диаметром $D_z = 400 \text{ мм}$.

Определяем Re_z – критерий Рейнольдса в газопроводах по формуле:

$$Re_z = \frac{w_z D_z \rho_y}{\mu_y}. \quad (4.37)$$

$$Re_z = \frac{11 \cdot 0,4 \cdot 1,63}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 398 \cdot 10^3.$$

Отношение площадей сечений газопровода и колонны $\frac{F_z}{F_k}$ определяем по выражению:

$$\frac{F_z}{F_k} = \frac{0,785 \cdot D_z^2}{0,785 \cdot D_k^2}. \quad (4.38)$$

$$\frac{F_z}{F_k} = \frac{0,785 \cdot 0,4^2}{0,785 \cdot 2,2^2} = 0,1.$$

Коэффициенты местных сопротивлений ξ находим по [8, с. 520, таблица XIII], коэффициент внезапного расширения $\xi_1 = 0,81$ и коэффициент внезапного сужения $\xi_6 = 0,45$ принимаются в зависимости от отношения $\frac{F_z}{F_k} = 0,1$. Тогда потеря давления на преодоление местных сопротивлений входа и выхода газового потока в колонне составит

$$\Delta p_{1,6} = (0,81 + 0,45) \cdot \frac{10^2 \cdot 1,63}{2} = 103 \text{ Па}.$$

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений – два входа и два выхода из насадки (рисунок 2) – рассчитывается по формуле:

$$\Delta p_{2,4,3,5} = (2\xi_{2,4} + 2\xi_{3,5}) \frac{w_n^2 \rho_y}{2}, \quad (4.39)$$

где $\xi_{2,4}$ – коэффициент внезапного сужения при входе в насадку; $\xi_{3,5}$ – коэффициент внезапного расширения при выходе из насадки; w_n – фактическая скорость газового потока в насадке, м/с.

Фактическая скорость газового потока в насадке определяется по формуле:

$$w_n = \frac{w}{V_{св}}; \quad (4.40)$$

$$w_n = \frac{0,36}{0,74} = 0,49 \text{ м/с}.$$

Определяем критерий Рейнольдса по формуле (4.37):

$$\text{Re}_n = \frac{w_n d_{\text{э}} \rho_y}{\mu_y} = \frac{0,49 \cdot 0,0145 \cdot 1,63}{0,0185 \cdot 10^{-3}} = 643.$$

Определяем отношение площадей сечений насадки и колонны $\frac{F_{н.св}}{F_k}$ по выражению:

$$\frac{F_{н.св}}{F_{\kappa}} = \frac{V_{св} S_{\kappa}}{S_{\kappa}}; \quad (4.41)$$

$$\frac{F_{н.св}}{F_{\kappa}} = \frac{V_{св} S_{\kappa}}{S_{\kappa}} = V_{св} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ (см. п. 4.3).}$$

Тогда при отношении $\frac{F_{н.св}}{F_{\kappa}} = 0,74$ коэффициент внезапного сужения при входе в насадку $\xi_{2,4} = 0,8$, коэффициент внезапного расширения при выходе из насадки $\xi_{3,5} = 0,8$ [9, с. 374–375].

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений (два входа и два выхода из насадки) составит:

$$\Delta p_{2,4,3,5} = (2 \cdot 0,8 + 2 \cdot 0,8) \cdot \frac{0,49^2 \cdot 1,63}{2} = 1 \text{ Па}.$$

По формуле (4.35) определяем потерю давления на преодоление местных сопротивлений в колонне:

$$\Delta p_{мс} = 103 + 1 = 104 \text{ Па}.$$

Тогда общее гидравлическое сопротивление насадочной колонны по формуле (4.31) будет равно:

$$\Delta P = 4399 + 104 = 4503 \text{ Па}.$$

4.6 Расчет вспомогательного оборудования

4.6.1 Расчет газодувки

Общее давление, развиваемое газодувкой (P , Па) определяется по формуле:

$$P = 1,05 \cdot (П - P_{ат} + \Delta p), \quad (4.42)$$

где $P_{ат} = 760 \cdot 133,3 = 101300 \text{ Па}$ – атмосферное давление; 1,05 – коэффициент, учитывающий потери давления в подводящих газопроводах (5 %).

$$P = 1,05 \cdot (141500 - 101325 + 4503) = 46938 \text{ Па}.$$

Мощность, потребляемая газодувкой, определяется по формуле:

$$N = \frac{V P}{1000 \eta}, \text{ кВт}, \quad (4.43)$$

где η – общий КПД газодувки, принимаем $\eta = 0,6$.

$$N = \frac{1,6 \cdot 46938}{1000 \cdot 0,6} = 125 \text{ кВт}.$$

С запасом 30 %, согласно [6, с. 42, таблица 10], подбираем газодувку марки ТВ-50-1,6 со следующими характеристиками: производительность – $1,0 \text{ м}^3/\text{с}$, давление 60000 Па , $n = 48,3 \text{ с}^{-1}$; электродвигатель типа АО2-92-2: мощность – 100 кВт . Устанавливаем две газодувки.

4.6.2 Расчет насосной установки

В соответствии с расчетом и необходимой высотой абсорбционной колонны принимаем следующие исходные данные для расчета насосной установки.

Производительность по абсорбенту – $L = 58,5 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$.

Высота подъема – $H = 16 \text{ м}$ (принимается конструктивно).

Избыточное давление перед распылителем –

$$\Delta p_{\text{изб}} = P - P_{\text{ат}} = 40\,200 \text{ Па}.$$

Плотность абсорбента (воды) – $\rho = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

Общий КПД насосной установки – $\eta = 0,6$.

Трубопровод (согласно схеме установки на рисунке 2) имеет два вентиля, четыре колена $\angle 90^\circ$ и общую длину $l = 20 \text{ м}$.

Скорость жидкости в трубопроводах допускается в пределах от 0,8 до $2,5 \frac{\text{м}}{\text{с}}$ [8, с. 17]. Принимаем $w_{\text{жс}} = 2 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Тогда диаметр трубопровода по формуле (3.5):

$$d_{\text{тр}} = \sqrt{\frac{4L}{\pi \rho_{\text{жс}} w_{\text{жс}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 58,5}{3,14 \cdot 1000 \cdot 2}} = 0,193 \text{ м или } 193 \text{ мм}.$$

Принимаем стандартный трубопровод [4, Т. 1, с. 98] диаметром $d_{\text{тр}} = 219 \times 6 \text{ мм}$, $d_{\text{вн}} = 207 \text{ мм}$.

Уточняем скорость движения жидкости:

$$w_{жс} = \frac{4L}{\pi \rho d_{вн}^2} = \frac{4 \cdot 58,5}{3,14 \cdot 1000 \cdot 0,207^2} = 1,74 \frac{м}{с}.$$

Давление, развиваемое насосом, определяется по формуле [8, с. 21]:

$$\Delta P = \Delta P_{ск} + \Delta P_{тр+мс} + \Delta P_{под} + \Delta P_{изб}, \quad (4.44)$$

где $\Delta P_{ск}$ – затраты на создание скорости потока в трубопроводе, Па; $\Delta P_{тр+мс}$ – потеря давления на преодоление местных сопротивлений и трения, Па; $\Delta P_{под}$ – затрата давления на подъем жидкости, Па; $\Delta P_{изб}$ – избыточное давление перед распылителем, Па.

Затраты на создание скорости потока в трубопроводе определяется по формуле:

$$\Delta p_{ск} = \frac{w_{жс}^2 \rho_{жс}}{2}, \text{ Па.} \quad (4.45)$$

$$\Delta p_{ск} = \frac{1,74^2 \cdot 1000}{2} = 1514 \text{ Па.}$$

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений и трения определяется по формуле:

$$\Delta P_{тр+мс} = \left(1 + \lambda \frac{l}{d_{вн}} + \sum \xi_i \right) \Delta P_{ск}, \quad (4.46)$$

где $\lambda = 0,02$ – коэффициент трения, определяется по [8, с. 22, рисунок 1.5]; ξ_i – коэффициенты местных сопротивлений, определяются по [8, с. 520–522, таблица XIII] согласно схеме установки на рисунке 2. Значения коэффициентов местных сопротивлений заносим в таблицу 2.

Определим режим движения воды:

$$Re_{тр} = \frac{0,207 \cdot 1,74 \cdot 1000}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 4,5 \cdot 10^5,$$

где $\mu_v = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – коэффициент динамической вязкости воды при 35 °С, согласно [8, с. 556, рисунок V].

При отношении $d_{mp}/e = 0,207/0,0002 = 1035$ и $Re_{mp} = 4,5 \cdot 10^5$ [8, с. 22, рисунок 1.5] коэффициент сопротивления трения будет равен: $\lambda = 0,02$. Значения коэффициентов местных сопротивлений, взятые из [8, с. 520–522, таблица XIII], сведены в таблицу 9. Отношение площадей водопровода и колонны составит: $\frac{F_{mp}}{F_k} = \frac{0,785 \cdot 0,207^2}{0,785 \cdot 2,2^2} = 0,0089$.

Таблица 2 – Значения коэффициентов местных сопротивлений водопровода

Вид местного сопротивления	$\sum \xi_i$
Вход в трубу с острыми краями	0,5
Выход из трубы	1,0
Вентиль нормальный $\xi = 5,3$	$2 \cdot 5,3 = 10,6$
Отвод (при $\varphi = 90^\circ$ и $R_0/d_{mp} = 0,207/0,207 = 1,0$) $\xi = A B = 1,0 \cdot 0,21 = 0,21$	$4 \cdot 0,21 = 0,84$
Внезапное расширение	1,0
Внезапное сужение	0,5
Всего	14,44

Тогда потеря давления на преодоление местных сопротивлений и трения составит:

$$\Delta P_{mp+mc} = \left(1 + 0,02 \cdot \frac{20}{0,207} + 14,44 \right) \cdot 1514 = 26302 \text{ Па}.$$

Затрата давления на подъем жидкости определяются по формуле:

$$\Delta P_{под} = \rho_{жс} g H, \text{ Па}, \quad (4.47)$$

где $H = 16 \text{ м}$ – высота подъема.

$$\Delta P_{под} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 16 = 156960 \text{ Па}.$$

Тогда давление, развиваемое насосом, будет равно (по формуле (4.44))

$$\Delta p = 1514 + 26302 + 159960 + 40200 = 224976 \text{ Па}.$$

Определяем мощность, потребляемую двигателем насоса, по формуле (4.43):

$$N = \frac{V_{жс} \Delta p}{1000 \eta} = \frac{0,0585 \cdot 224976}{1000 \cdot 0,6} = 22 \text{ кВт}.$$

Устанавливаем центробежный насос [6, с. 38] марки X280/29 со следующими характеристиками: производительность $V = 8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$ (расчетная $5,85 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$); напор $H = 21 \div 29 \text{ м вод. ст.}$ (расчетная $22,9 \text{ м вод. ст.}$); число оборотов $n = 24,15 \text{ с}^{-1}$; $\eta_n = 0,78$; тип электродвигателя АО2-81-4: мощность двигателя $N_d = 40 \text{ кВт}$.

5 ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА

5.1 Определение расхода абсорбента

См. п. 4.1 раздела 4 «Определение количества поглощаемого сернистого газа».

5.2 Определение диаметра колонны

Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода (3.5) [8, с. 321]. Для этого задаются расстоянием между тарелками (h_{mm}) согласно рекомендациям [6, с. 208–209]. Расстояние между тарелками стальных колонных аппаратов следует выбирать из ряда: 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200 мм [6, с. 209].

Определяют скорость газового потока:

$$w = C \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y}}, \quad (5.1)$$

где C – коэффициент, зависящий от типа тарелок и расстояния между тарелками определяется по графику 7.2 [8, с. 323] или по приложению Г данного пособия; ρ_x – плотность жидкости, $кг/м^3$; ρ_y – плотность газового потока, $кг/м^3$.

По расходу G_y и скорости w определяют D_k по формуле (3.5). Выбирают по каталогу [4; 5] стандартную колонну с ближайшим наибольшим диаметром и уточняют рабочую скорость газового потока. Выписывают основные характеристики колонны.

5.3 Гидравлический расчет

Гидравлический расчет сводится к определению гидравлического сопротивления тарелки ΔP_m [8, с. 27–28, с. 354–355].

Сопротивление барботажной тарелки рассчитывают как сумму трех слагаемых:

$$\Delta P_m = \Delta P_{сух} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{гж}, \quad (5.2)$$

где $\Delta P_{сух}$ – сопротивление сухой тарелки; ΔP_{σ} – сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения; $\Delta P_{гж}$ – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке.

Сопротивление сухой тарелки рассчитывается по формуле:

$$\Delta P_{\text{сyx}} = \xi \frac{w_0^2 \rho_{\text{г}}}{2}, \quad (5.3)$$

где ξ – коэффициент сопротивления, принимается из таблицы 3 согласно [8, с. 27–28]; w_0 – скорость газа в прорезях колпачка или в отверстиях тарелки, $\frac{\text{м}}{\text{с}}$; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

Таблица 3 – Коэффициент сопротивления для различных типов тарелок

Тип тарелки	ξ
Колпачковая	4,5–5,0
Ситчатая со свободным сечением отверстий 7–10 %	1,82
Ситчатая со свободным сечением отверстий 11–25 %	1,45
Решетчатая провальная	1,4–1,5

Сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения, определяется по формуле:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_{\text{э}}}, \quad (5.4)$$

где σ – поверхностное натяжение, $\frac{\text{Н}}{\text{м}}$; $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр отверстия, м.

Эквивалентный диаметр отверстия для колпачковых тарелок рассчитывается по формуле:

$$d_{\text{э}} = \frac{4f}{\Pi}, \quad (5.5)$$

где f – площадь свободного сечения прорези, м^2 ; Π – периметр прорези, м.

Для ситчатых и дырчатых провальных тарелок эквивалентный диаметр, $d_{\text{э}}$, равен диаметру отверстия, а для решетчатых провальных тарелок – удвоенной ширине щели.

Сопротивление газожидкостного слоя:

а) на колпачковой тарелке определяется по формуле:

$$\Delta P_{\text{гж}} = 1,3 g k \rho_{\text{ж}} \left(l + \frac{e}{2} + \Delta h \right), \quad (5.6)$$

где g – ускорение силы тяжести, $\frac{м}{с^2}$; k – относительная плотность газожидкостного слоя (пены), при расчетах приближенно принимают приближенно $k = 0,5$; $\rho_{жс}$ – плотность жидкости, $\frac{кг}{м^3}$; l – расстояние от верхнего края прорезей до сливного порога, $м$ (рисунок 3); e – высота прорези, $м$; Δh – высота уровня жидкости над сливным порогом, $м$.

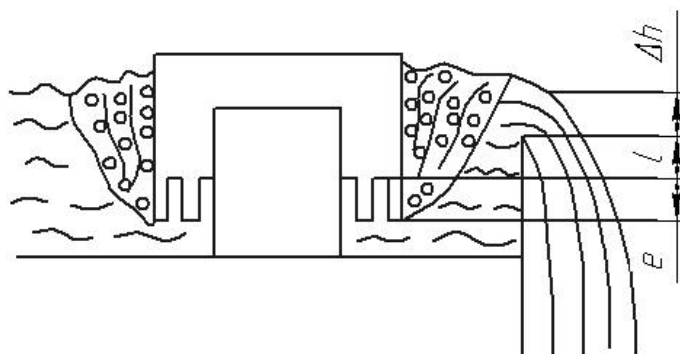


Рисунок 3. Схема колпачковой тарелки [8, с. 28]

б) на ситчатой тарелке (рисунок 4) – по формуле

$$\Delta P_{жс} = 1,3 g k \rho_{жс} (h_n + \Delta h), \quad (5.7)$$

где h_n – высота сливного порога, $м$.

Высота уровня жидкости над сливным порогом определяется по формуле истечения через водослив с учетом плотности пены:

$$\Delta h = \left(\frac{V_{жс}}{1,85 \Pi k} \right)^{\frac{2}{3}}, \quad (5.8)$$

где $V_{жс}$ – объемный расход жидкости, $\frac{м^3}{с}$; Π – периметр слива, $м$; $k = 0,5$ принимаем согласно [1, с. 28].

Примеры расчета ситчатой тарелки приведены в задачнике [8, с. 354–355] и в справочнике [9, с. 697].

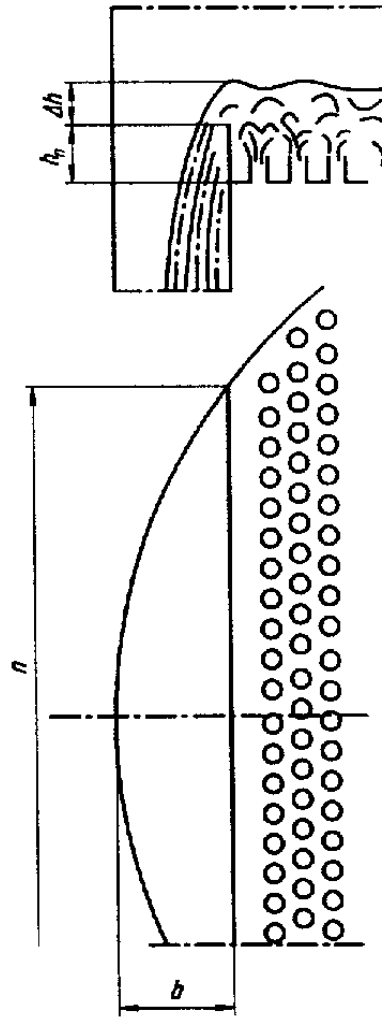


Рисунок 4 – Схема ситчатой тарелки [8, с. 354]

Проверяют принятое расстояние между тарелками h_{mt} по выражению [8, с. 355]:

$$h_{mt} > 1,8 \cdot \frac{\Delta P_m}{\rho_{жс} g}. \quad (5.9)$$

Если условия не выполняются, принимают большее значение h_{mt} и повторяют расчет.

5.4 Определение числа ступеней изменения концентрации

1-й вариант: по теоретическим тарелкам рассчитывают действительное число тарелок [9, с. 680]:

$$N_{m\partial} = \frac{N_m}{\eta}, \quad (5.10)$$

где N_m – теоретическое число тарелок (между равновесной и рабочей линиями); η – средний коэффициент полезного действия тарелки (принимается $\eta = 0,2 \div 0,8$).

2-й вариант: по кинетической кривой находят действительное число тарелок ($N_{m\partial}$) [9, с. 676].

5.5 Определение общей высоты колонны

Общая высота колонны определяется по формуле (3.29):

$$H_k = H + Z_{\text{в}} + Z_{\text{н}},$$

где $Z_{\text{в}}$ и $Z_{\text{н}}$ – соответственно высота верхней и нижней частей колонны, м (определяются согласно таблице 1).

Высота тарельчатой части колонны:

$$H = h_{\text{мт}} (N_{m\partial} + 1). \quad (5.11)$$

5.6 Определение гидравлического сопротивления колонны

Гидравлическое сопротивление тарельчатых колонных аппаратов определяется по формуле:

$$\Delta P = N_{m\partial} \Delta P_m, \quad (5.12)$$

где $N_{m\partial}$ – действительное число тарелок; ΔP_m – сопротивление одной тарелки, Па.

5.7 Расчет вспомогательного оборудования

Расчет вспомогательного оборудования (газодувки и насосной установки) проводят аналогично расчету насадочного абсорбера (см. п. 4.6).

6 ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА (ТАРЕЛКИ КОЛПАЧКОВЫЕ)

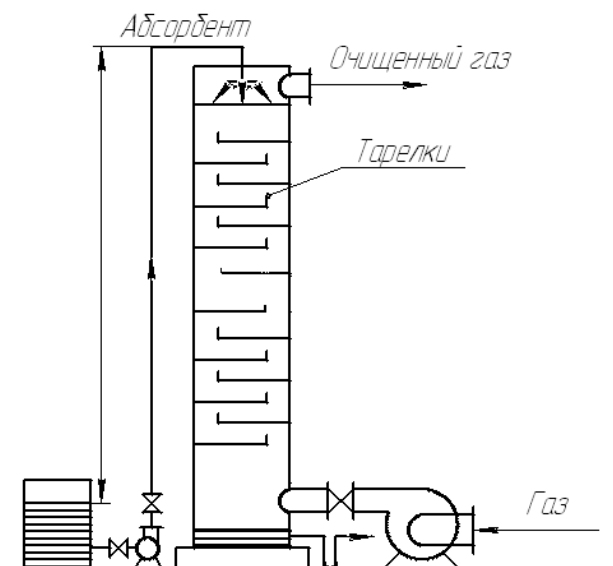
Рассчитать тарельчатый абсорбер для поглощения водой сернистого газа (SO_2) из смеси его с воздухом.

1. Количество перерабатываемой смеси – $V = 1,6 \frac{м^3}{с}$.
2. Начальная концентрация SO_2 в смеси – $\bar{y}_H = 6,0 \text{ масс. \%}$.
3. Конечная концентрация SO_2 в смеси – $\bar{y}_K = 0,4 \text{ масс. \%}$.
4. Избыток абсорбента – 20 %, следовательно, $\varepsilon = \frac{100 + 20}{100} = 1,2$.
5. Давление абсорбции – $P = 141,5 \text{ кПа}$.
6. Температура абсорбции – $t = 35 \text{ }^\circ\text{C}$.
7. Начальная концентрация SO_2 в абсорбенте – $x_n = 0 \text{ масс. \%}$.

Определить:

1. Количество поглощаемого газа – $G_{SO_2}, \frac{кг}{с}$.
2. Расход абсорбента – $L, \frac{кг}{с}$.
3. Диаметр абсорбера – $D_K, м$.
4. Высоту колонны – $H_K, м$.
5. Гидравлическое сопротивление – $\Delta p, \text{ кПа}$.
6. Мощность вентилятора – $N_B, \text{ кВт}$.
7. Мощность насосной установки – $N_H, \text{ кВт}$.

Схема установки приведена на рисунке 5.



1 – вентилятор (газодувка); 2 – тарельчатый абсорбер; 3 – брызгоотбойник; 4, 6 – оросители; 5 – холодильник; 7 – десорбер; 8 – куб десорбера; 9, 13 – емкости для абсорбента; 10, 12 – насосы; 11 – теплообменник-рекуператор.

Рисунок 5 – Схема абсорбционной установки

6.1 Определение количества поглощаемого газа и расхода абсорбента

Количество поглощаемого газа и расхода абсорбента рассчитываем аналогично предыдущему примеру (см. п. 4.1). Строим $Y-X$ диаграмму (рисунок 6).

Для этого рассчитываем начальную и конечную концентрации SO_2 в газовой и жидкой фазах, выраженные в относительных мольных долях. Начальную концентрацию SO_2 в газовой фазе рассчитываем по формуле:

$$Y_n = \frac{M_{\text{возд}} \bar{y}_n}{M_{SO_2} (1 - \bar{y}_n)}, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}; \quad (6.1)$$

$$Y_n = \frac{29 \cdot 0,06}{64 \cdot 0,94} = 289 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}.$$

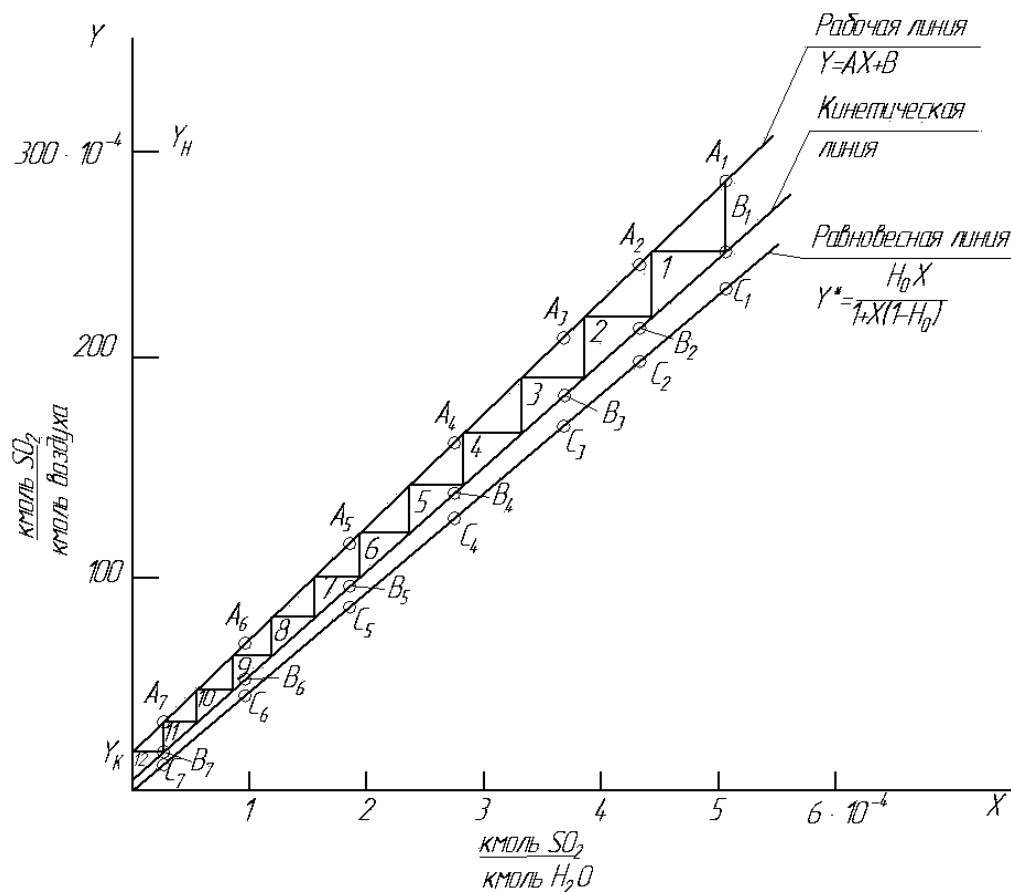


Рисунок 6 – Построение линии рабочих концентраций $Y = AX + B$

Конечную концентрацию SO_2 в газовой фазе – по формуле

$$Y_K = \frac{M_{\text{возд}} \bar{y}_K}{M_{SO_2} (1 - \bar{y}_K)}, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}; \quad (6.2)$$

$$Y_K = \frac{29 \cdot 0,04}{64 \cdot 0,996} = 18,2 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}.$$

Начальная концентрация SO_2 в жидкой фазе $X_n = 0 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воды}}$ (по условию задачи).

Конечная концентрация SO_2 в жидкой фазе рассчитывается по формуле

$$X_K = \frac{M_{\text{воды}} \bar{x}_K}{M_{SO_2}}, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воды}}; \quad (6.3)$$

$$X_{\kappa} = \frac{18 \cdot 0,00205}{64} = 5,8 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воды}}.$$

По найденным начальным и конечным концентрациям SO_2 в жидкой и газовой фазах строим на диаграмме $Y-X$ линию рабочих концентраций $Y = AX + B$ (см. рисунок 6).

По уравнению равновесия $Y^* = \frac{\varphi X}{1 + X(1 - \varphi)}$ строим равновесную линию на $Y-X$ диаграмме.

Константу фазового равновесия определяем по формуле:

$$\varphi = \frac{K}{P}, \quad (6.4)$$

где K – коэффициент Генри для водных растворов (см. п. 4.2): для водного раствора SO_2 при $t = 35^\circ C$ коэффициент Генри $K = 42950 \text{ мм рт. ст.} = 5730 \text{ кПа}$; P – давление абсорбции, $P = 141,5 \text{ кПа}$ (по условию, см. начало раздела 4).

$$\varphi = \frac{5725}{141,5} = 40,46.$$

Тогда уравнение равновесной линии

$$Y^* = \frac{40,46 X}{1 + X(1 - 40,46)} = \frac{40,46 \cdot X}{1 - 39,46 \cdot X}. \quad (6.5)$$

Задаем значения X в пределах от 0 до $5,8 \cdot 10^{-4}$ (т. е. от X_n до X_{κ}) и считываем соответствующие Y^* по формуле (6.5) и сводим в таблицу 4.

Таблица 4 – Расчетные данные для построения равновесной линии

X	0	$2,0 \cdot 10^{-4}$	$4,0 \cdot 10^{-4}$	$5,8 \cdot 10^{-4}$
Y^*	0	$81,5 \cdot 10^{-4}$	$164,4 \cdot 10^{-4}$	$240,1 \cdot 10^{-4}$

По результатам расчета строим линию равновесия (рисунок 6).

6.2 Определение диаметра абсорбера

Предварительно принимаем расстояние между тарелками $h_{\text{мм}} = 200 \text{ мм}$ (см. п. 5.2). Допустимую скорость газового потока определяем по формуле (5.1)

$$w = C \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y}},$$

где ρ_x – плотность жидкости, кг/м^3 ; ρ_y – плотность газового потока, кг/м^3 ; C – коэффициент, зависящий от типа тарелок и расстояния между тарелками определяется по [8, с. 323, рисунок 7-2]. Для колпачковых тарелок коэффициент C при $h_{\text{мт}} = 200 \text{ мм}$ составит 0,023.

Тогда скорость газового потока

$$w = 0,023 \cdot \sqrt{\frac{1000}{1,63}} = 0,57 \text{ м/с}.$$

Диаметр колонны по формуле (3.5)

$$D_K = \sqrt{\frac{4 G_y}{\pi \rho_y w}} = \sqrt{\frac{2,11}{0,785 \cdot 1,63 \cdot 0,57}} = 1,7 \text{ м}.$$

По справочникам [4; 5] подбираем стандартную колонну диаметром $D'_K = 1600 \text{ мм}$. Тогда действительная скорость потока газа по выражению (4.19) составит

$$w_\partial = \left(\frac{D'_K}{D_K} \right)^2 w = \left(\frac{1,7}{1,8} \right)^2 \cdot 0,57 = 0,51 \text{ м/с}.$$

6.3 Гидравлический расчет

Согласно приложению 5.2 [6, с. 213], выбираем колпачковую тарелку типа ТСК-III. Техническая характеристика тарелки приведена в таблице 5.

Периметр слива определяется по формуле:

$$\Pi_{\text{сл}} = B + l, \text{ м}, \quad (6.6)$$

где l – длина дуги сливного борта, м.

Длина дуги сливного борта определяется по формуле:

$$l = \frac{2\alpha}{360} \pi D_K, \text{ м}, \quad (6.7)$$

где угол α определяется по формуле:

$$\sin \alpha = \frac{B}{D_K} = \frac{1,1}{1,8} = 0,16 \Rightarrow \angle \alpha = 38^\circ. \quad (6.8)$$

Таблица 5 – Техническая характеристика тарелок типа ТСК-III

Наименование параметра	Условное обозначение	Единицы измерения	Величина
Площадь поперечного сечения колонны	F_k	$м^2$	2,54
Площадь паровых патрубков	F_n	$м^2$	0,29
Площадь сегментной переливной трубы	F_c	$м^2$	0,09
Отношение площади паровых патрубков к площади поперечного сечения колонны	$\frac{F_k}{F_n}$	%	11,4
Диаметр колпачка	d_k	мм	100
Число колпачков	n	шт.	96
Высота колпачка	h_n	%	90
Число прорезей на колпачке	n_n	шт.	36
Высота прорези	h_n	мм	30
Ширина прорези	b	мм	4
Площадь одной прорези	F_{np}	$м^2$	0,00012
Наружный диаметр парового патрубка (толщина его стенки 3 мм)	d_{nn}	мм	70
Длина сливного борта	B	м	1,1

Тогда длина дуги сливного борта

$$l = \frac{2 \cdot 38}{360} \cdot 3,14 \cdot 1,8 = 1,19 \text{ м.}$$

Периметр слива

$$П_{сл} = 1,1 + 1,19 = 2,29 \text{ м.}$$

Сопротивление барботажной тарелки рассчитывают по формуле (5.2):

$$\Delta P_m = \Delta P_{сух} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{гж},$$

где $\Delta P_{сух}$ – сопротивление сухой тарелки; ΔP_{σ} – сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения; $\Delta P_{гж}$ – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке.

Сопротивление сухой тарелки определяется по уравнению (5.3):

$$\Delta P_{сух} = \xi \frac{w_{np}^2 \rho_y}{2},$$

где ξ – коэффициент сопротивления принимается из таблицы 3; w_{np} – скорость газа в прорезях колпачка или в отверстиях тарелки, м/с; ρ_y – плотность газа, кг/м³.

Скорость газа в прорезях колпачка определяется по формуле

$$w_{np} = a \sqrt{\frac{g \rho_x h_n}{\xi \rho_y}}, \quad (6.9)$$

где a – коэффициент для колпачковых тарелок, принимаем $a = 1$ [1, с. 24];

$$w_{np} = 1 \cdot \sqrt{\frac{9,81 \cdot 1000 \cdot 0,03}{5 \cdot 1,63}} = 6 \text{ м/с.}$$

Сопротивление сухой тарелки

$$\Delta P_{сyx} = 5 \cdot \frac{6^2 \cdot 1,63}{2} = 147 \text{ Па.}$$

Сопротивление газожидкостного слоя на тарелке определяется по формуле (5.6):

$$\Delta P_{гжс} = 1,3 g k \rho_{жс} \left(l + \frac{h_n}{2} + \Delta h \right),$$

где $k = 0,5$ – отношение плотности пены к плотности жидкости; $l = 0,02$ – расстояние от верхнего края прорези до сливного порога, м (принимается 20 мм [1, с. 24]); Δh – высота уровня жидкости над сливным порогом, м.

Высота уровня жидкости над сливным порогом определяется по формуле (5.8):

$$\Delta h = \left(\frac{V_{жс}}{1,85 \Pi_{сл} k} \right)^{\frac{2}{3}},$$

где $V_{жс}$ – объемный расход жидкости, м³/с.

Объемный расход жидкости определяется по формуле:

$$V_{жс} = \frac{L}{\rho_{жс}}; \quad (6.10)$$

$$V_{жс} = \frac{58,5}{1000} = 0,0585 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Высота уровня жидкости над сливным порогом составит:

$$\Delta h = \left(\frac{0,0585}{1,85 \cdot 2,29 \cdot 0,5} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,09 \text{ м.}$$

Сопротивление газожидкостного слоя на тарелке:

$$\Delta P_{\text{жс}} = 1,3 \cdot 9,81 \cdot 0,5 \cdot 1000 \cdot \left(0,02 + \frac{0,03}{2} + 0,09 \right) = 797 \text{ Па}.$$

Сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения, определяется по формуле (5.4):

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_{\text{э}}},$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости, $H/м$, определяем согласно таблице XXXIX [8, с. 537] $\sigma_{H_2O} = 73 \cdot 10^{-3} H/м$; $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр отверстия, $м$.

Для колпачковых тарелок определяется по формуле (5.5):

$$d_{\text{э}} = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4bh_n}{2(b+h_n)},$$

где b – ширина прорези, $м$; h_n – высота прорези, $м$ (см. таблицу 5).

$$d_{\text{э}} = \frac{4 \cdot 0,004 \cdot 0,03}{2 \cdot (0,004 + 0,03)} = 0,00706 \text{ м}.$$

Сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 73 \cdot 10^{-3}}{0,00706} = 41 \text{ Па}.$$

Полное гидравлическое сопротивление тарелки

$$\Delta P_m = 147 + 41 + 797 = 985 \text{ Па}.$$

Проверим, соблюдается ли принятое расстояние между тарелками $h = 0,2 \text{ м}$. Необходимое для нормальной работы тарелок условие (5.9):

$$h_{mm} > 1,8 \cdot \frac{\Delta P_m}{\rho_{\text{жс}} g} = 1,8 \cdot \frac{985}{1000 \cdot 9,81} = 0,181 \text{ м}.$$

Так как $0,181 < 0,2$, то вышеуказанное условие выполняется.

6.4 Определение необходимого количества рабочих тарелок

Для определения действительного числа тарелок N_{md} в колонне графическим методом (на основе общих положений массопередачи) необходимо сначала рассчитать коэффициент массопередачи K_y [9, с. 701] по формуле (3.13):

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{\varphi}{\beta_x}},$$

где β_y – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, отнесенный, к 1 м^2 рабочей площади тарелки, $\frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}$; β_x – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, отнесенный к 1 м^2 рабочей площади тарелки, $\frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}$; φ – константа фазового равновесия.

Коэффициент массоотдачи для колпачковых тарелок в газовой фазе определяется по формуле

$$\beta_y = 4,47 \cdot 10^{-4} w_y^{1,32} \Delta P_x, \quad (6.11)$$

где ΔP_x – сопротивление жидкости на тарелке, Па .

Сопротивление жидкости на тарелке определяется по уравнению:

$$\Delta P_x = \Delta P_{cm} + \Delta P_{\sigma}. \quad (6.12)$$

Сопротивление жидкости на тарелке

$$\Delta P_x = 797 + 41 = 838 \text{ Па}.$$

Коэффициент массоотдачи для колпачковых тарелок в газовой фазе

$$\beta_y = 4,47 \cdot 10^{-4} \cdot 0,51^{1,32} \cdot 838 = 0,154 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для колпачковых тарелок определяется по формуле

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} w_y^{0,79} \Delta P_x; \quad (6.13)$$

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} \cdot 0,51^{0,79} \cdot 838 = 1,659 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}.$$

Тогда коэффициент массопередачи составит:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,154} + \frac{40,5}{1,659}} = 0,0324 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}.$$

Определяем число единиц переноса одной тарелки по формуле:

$$m_{ym} = \frac{K_y S_T}{G'_{возд}}, \quad (6.14)$$

где $G'_{возд}$ – мольный расход воздуха, определяется по формуле

$$G'_{возд} = \frac{G_{возд}}{M_{возд}}; \quad (6.15)$$

$$G'_{возд} = \frac{2,11}{29} = 0,073 \frac{\text{кмоль воздуха}}{\text{с}}.$$

$$m_{ym} = \frac{0,0324 \cdot 2,36}{0,073} = 1,046.$$

Далее находим значение величины $e^{m_{ym}}$ по выражению

$$e^{m_{ym}} = \frac{Y_{n+1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} = \frac{\overline{A_i C_i}}{\overline{B_i C_i}}, \quad (6.16)$$

где $\overline{A_i C_i}$ – величина i -го вертикального отрезка между равновесной линией и рабочей и $\overline{B_i C_i}$ – величина i -го вертикального отрезка между равновесной линией и кинетической линией рабочих концентраций диаграммы $Y-X$.

Замеряем величины отрезков $\overline{A_i C_i}$ и рассчитываем величину отрезков $\overline{B_i C_i}$. Через полученные точки B_i проводим кинетическую кривую (рисунок 6).

$$e^{m_{ym}} = \frac{Y_{n+1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} = \frac{\overline{A_i C_i}}{\overline{B_i C_i}} = e^{1,046} = 2,847.$$

Тогда
$$\overline{B_i C_i} = \frac{\overline{A_i C_i}}{2,847} = 0,351 \cdot \overline{A_i C_i}.$$

Например:

$$\overline{B_1 C_1} = 0,351 \cdot \overline{A_1 C_1} = 0,351 \cdot 20 = 7,02 \text{ мм};$$

$$\overline{B_2 C_2} = 0,351 \cdot \overline{A_2 C_2} = 0,351 \cdot 18 = 6,32 \text{ мм и т. д.};$$

$$\overline{B_7 C_7} = 0,351 \cdot \overline{A_7 C_7} = 0,351 \cdot 7 = 2,46 \text{ мм}.$$

Проводим через полученные точки $B_1 - B_7$ кинетическую кривую. Из точки B_1 в пределах от $Y_n = 290 \cdot 10^{-4}$ до $Y_k = 18,2 \cdot 10^{-4}$ между линией рабочих концентраций и кинетической кривой строим ломаную линию и считаем действительное число тарелок $N_{mд}$: $N_{mд} = 14$.

Определим высоту колонны по уравнению (3.29):

$$H_k = H + Z_v + Z_n,$$

где Z_v и Z_n – соответственно высота верхней и нижней частей колонны, м. Принимаем, согласно таблице 1, $Z_v = 1,0$ м и $Z_n = 2,0$ м.

Высота тарельчатой части колонны определяется по уравнению (5.11):

$$H = h_{mt} (N_{mд} + 1).$$

Подставим (5.12) в (3.29) и получим:

$$H_k = h_{mt} (N_{mд} + 1) + Z_v + Z_n.$$

Тогда высота колонны составит:

$$H_k = 0,2 \cdot (14 + 1) + 1,0 + 2,0 = 6 \text{ м}.$$

Гидравлическое сопротивление тарельчатой части колонны по формуле (5.12):

$$\Delta P = N_{mд} \Delta P_m.$$

$$\Delta P = 14 \cdot 985 = 13790 \text{ Па}.$$

6.5 Расчет вспомогательного оборудования

Расчет газодувки и насосной установки приведен ниже (см. п. 7.6).

7 ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА (ТАРЕЛКИ СИТЧАТЫЕ)

Примем следующие исходные данные:

1. Количество перерабатываемой смеси – $V = 1,6 \frac{м^3}{с}$.
2. Начальная концентрация SO_2 в смеси – $\bar{y}_H = 6,0 \text{ масс.}\%$.
3. Конечная концентрация SO_2 в смеси – $\bar{y}_K = 0,4 \text{ масс.}\%$.
4. Избыток абсорбента – 20 %, следовательно, $\varepsilon = \frac{100 + 20}{100} = 1,2$.
5. Давление абсорбции – $P = 141,5 \text{ кПа}$.
6. Температура абсорбции – $t = 10 \text{ }^\circ\text{C}$.
7. Начальная концентрация SO_2 в абсорбенте – $x_n = 0 \text{ масс.}\%$.

Задание: рассчитать тарельчатый абсорбер (тарелки – ситчатые) для поглощения водой сернистого газа (SO_2) из смеси его с воздухом.

Определить:

1. Количество поглощаемого газа – G_{SO_2} , $\frac{кг}{с}$.
2. Расход абсорбента – L , $\frac{кг}{с}$.
3. Диаметр абсорбера – D_K , м.
4. Высоту колонны – H_K , м.
5. Гидравлическое сопротивление – Δp , кПа.
6. Мощность вентилятора – N_B , кВт.
7. Мощность насосной установки – N_H , кВт.

Схема установки приведена на рисунке 5.

7.1 Определение количества поглощаемого сернистого газа

Количество поглощаемого SO_2 определяется по формуле (4.1)

$$G_{SO_2} = \frac{V y_n M_{SO_2} \alpha}{22,4}, \frac{кг}{с},$$

где y_n – начальная концентрация SO_2 в газовой смеси, выраженная в моль-ных долях, $\frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}$; M_{SO_2} – молекулярная масса SO_2 , $\frac{кг}{\text{кмоль}}$;

$M_{SO_2} = 64 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ – молекулярная масса SO_2 ; α – коэффициент извлечения SO_2 ; 22,4 – объем, занимаемый 1 кмолем газа, м^3 .

Начальная концентрация SO_2 в газовой смеси определяется по формуле (4.2):

$$y_H = \frac{\frac{\bar{y}_H}{M_{SO_2}}}{\frac{\bar{y}_H}{M_{SO_2}} + \frac{100 - \bar{y}_H}{M_{\text{возд}}}} = \frac{\frac{6}{64}}{\frac{6}{64} + \frac{100 - 6}{29}} = 0,028, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

где $M_{\text{возд}} = 29 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ – молекулярная масса воздуха [8, с. 510].

Коэффициент извлечения SO_2 рассчитывается по выражению (4.3):

$$\alpha = \frac{\bar{y}_H - \bar{y}_K}{\bar{y}_H} = \frac{6 - 0,4}{6} = 0,933.$$

Тогда количество поглощаемого SO_2

$$G_{SO_2} = \frac{V y_H M_{SO_2} \alpha}{22,4} = \frac{1,6 \cdot 0,028 \cdot 64 \cdot 0,933}{22,4} = 0,12 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

7.2 Определение расхода абсорбента

Расход абсорбента L определяется по формуле (4.4), конечная концентрация \bar{X}_K^* определяется по формуле (4.5); мольная доля SO_2 в абсорбенте, равновесная с начальной концентрацией SO_2 в газовой фазе x_K^* определяется по выражению (4.6).

Для водного раствора SO_2 при $t = 10 \text{ }^\circ\text{C}$, согласно приложению Б, коэффициент Генри $K = 18400 \text{ мм рт. ст.} = 2452,7 \text{ кПа}$; P – давление абсорбции = 141,5 кПа.

Тогда мольная доля SO_2 в абсорбенте:

$$x_K^* = \frac{0,028 \cdot 141,5}{2452,7} = 0,00162 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль } (SO_2 + H_2O)}.$$

Затем определяется \bar{X}_K^* по формуле (4.5):

$$\overline{X}_\kappa^* = \frac{M_{SO_2} x_\kappa^*}{M_{H_2O} (1 - x_\kappa^*)} \cdot \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг } H_2O};$$

$$\overline{X}_\kappa^* = \frac{64 \cdot 0,00162}{18 \cdot (1 - 0,00162)} = 57,5 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг } H_2O}.$$

И определяется расход абсорбента по выражению (4.7):

$$L = \frac{G_{SO_2} \varepsilon}{\overline{X}_\kappa^* - \overline{X}_H} = \frac{0,12 \cdot 1,2}{57,7 \cdot 10^{-4} - 0} = 25,04 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Действительная концентрация SO_2 в абсорбенте на выходе из абсорбера составит:

$$\overline{x}_\kappa = \frac{G_{SO_2}}{L} = \frac{0,12}{25,04} = 0,00479 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль } (SO_2 + H_2O)}.$$

Рассчитываем начальную и конечную концентрации SO_2 в газовой и жидкой фазах, выраженные в относительных мольных долях, по формулам (6.1), (6.2) и (6.3):

$$Y_H = \frac{M_{возд} \overline{y}_H}{M_{SO_2} (1 - y_H)} = \frac{29 \cdot 0,06}{64 \cdot 0,94} = 289,2 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}.$$

$$Y_\kappa = \frac{M_{возд} \overline{y}_\kappa}{M_{SO_2} (1 - y_\kappa)} = \frac{29 \cdot 0,004}{64 \cdot 0,996} = 18,2 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}.$$

$$X_H = 0 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воды}} \text{ (по условию задачи).}$$

$$X_\kappa = \frac{M_{воды} \overline{x}_\kappa}{M_{SO_2}} = \frac{18 \cdot 0,00479}{64} = 13,5 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воды}}.$$

По найденным начальным и конечным концентрациям SO_2 в жидкой и газовой фазах строим на диаграмме $Y-X$ линию рабочих концентраций $Y = AX + B$ (рисунок 6).

По уравнению равновесия $Y^* = \frac{\varphi X}{1 + X(1 - \varphi)}$ строим равновесную линию на $Y-X$ диаграмме.

Константу фазового равновесия определяем по формуле (6.4):

$$\varphi = \frac{K}{\Pi} = \frac{2452,7}{141,5} = 17,33.$$

Тогда уравнение равновесной линии:

$$Y^* = \frac{17,33 X}{1 + X(1 - 17,33)} = \frac{17,33 X}{1 - 16,33 X}. \quad (7.1)$$

Задаем значения X в пределах от 0 до $13,5 \cdot 10^{-4}$ (т. е. от X_n до X_k), считываем соответствующие Y^* по уравнению (7.1) и заносим полученные данные в таблицу 6.

Таблица 6 – Расчетные данные для построения равновесной линии

X	0	$3,0 \cdot 10^{-4}$	$6,0 \cdot 10^{-4}$	$9,0 \cdot 10^{-4}$	$12,0 \cdot 10^{-4}$	$13,5 \cdot 10^{-4}$
Y^*	0	$52,2 \cdot 10^{-4}$	$104,8 \cdot 10^{-4}$	$158,3 \cdot 10^{-4}$	$211,7 \cdot 10^{-4}$	$239,2 \cdot 10^{-4}$

По результатам расчета (таблица 6) строим линию равновесия (рисунок 6).

7.3 Определение диаметра абсорбера

Согласно [4, Т. 2, с. 882], для тарельчатых колонн (ситчатые тарелки) предварительно принимаем расстояние между тарелками $h_{mt} = 300$ мм (см. п. 5.2). Допустимую скорость газового потока определяем по формуле (5.1).

При температуре $t = 10$ °С плотность воды равна $998,5$ кг/м³ [8, с. 512, таблица IV].

Для ситчатых тарелок при $h_{mt} = 300$ мм коэффициент $C = 0,03$ [8, с. 323, рисунок 7-2].

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле (4.10):

$$\rho_y = \rho_{см}^{cp} \frac{T_0 \Pi}{T \Pi_0}.$$

Определяем конечную концентрацию SO_2 в газовой смеси, выраженную в мольных долях, по уравнению (4.11):

$$y_k = \frac{\frac{\bar{y}_k}{M_{SO_2}}}{\frac{\bar{y}_k}{M_{SO_2}} + \frac{100 - \bar{y}_k}{M_{возд}}} = \frac{\frac{0,4}{6,4}}{\frac{0,4}{64} + \frac{99,8}{29}} = 0,0018 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

Концентрации SO_2 в нижней и верхней части колонны будет определяться как: $y_{SO_2}^H = 0,028$; $y_{SO_2}^B = y_k$.

Тогда средние концентрации SO_2 и воздуха по формулам (4.12) и (4.13):

$$y_{SO_2}^{cp} = \frac{y_{SO_2}^H + y_{SO_2}^B}{2} = \frac{0,028 + 0,0018}{2} = 0,015.$$

$$y_{возд}^{cp} = 1 - y_{SO_2}^{cp} = 1 - 0,015 = 0,985.$$

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле (4.14):

$$\rho_{см}^{cp} = \frac{64}{22,4} \cdot 0,015 + \frac{29}{22,4} \cdot 0,985 = 1,32 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Подставляем полученные значения в формулу (4.10) и получаем:

$$\rho_y = \rho_{см}^{cp} \frac{T_0 \Pi}{T \Pi_0} = 1,32 \cdot \frac{273 \cdot 141,5}{283 \cdot 101,3} = 1,78 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Средняя молекулярная масса газовой смеси определяется по формуле (4.15):

$$M_{см} = M_{SO_2} y_{SO_2}^{cp} + M_{возд} y_{возд}^{cp} = 64 \cdot 0,015 + 29 \cdot 0,985 = 29,53 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Расход газа определяется по формуле (4.16):

$$G_y = \frac{V M_{см}}{22,4} = \frac{1,6 \cdot 29,53}{22,4} = 2,11 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Допустимая скорость газового потока по формуле (5.1) составит:

$$w = C \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y}} = 0,03 \cdot \sqrt{\frac{998,5}{1,78}} = 0,71 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Тогда диаметр колонны по формуле (3.5):

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{4G_y}{\pi \rho_y w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,11}{3,14 \cdot 1,78 \cdot 0,71}} = 1,46 \text{ м.}$$

По каталогу [4, Т. 2, с. 882 или 5, с. 5–10] подбираем стандартную колонну диаметром $D'_{\kappa} = 1600 \text{ мм}$. Тогда действительная скорость потока газа по выражению (4.19) составит

$$w_{\partial} = \left(\frac{D'_{\kappa}}{D_{\kappa}} \right)^2 w = \left(\frac{1,46}{1,60} \right)^2 \cdot 0,71 = 0,59 \text{ м/с.}$$

7.4 Гидравлический расчет

Согласно приложению 5.2 [6, с. 216], выбираем ситчатую тарелку типа ТС-Р. Техническая характеристика тарелки приведена в таблице 7.

Таблица 7 – Техническая характеристика тарелок типа ТС-Р

Наименование параметра	Условное обозначение	Единицы измерения	Величина
Свободное сечение колонны	F_{κ}	м^2	2,01
Рабочее сечение тарелки	F_m	м^2	1,834
Диаметр отверстия	d_0	мм	4
Шаг между отверстиями	t	мм	8–15
Относительное свободное сечение тарелки	$F_{св}$	%	14,7–4,06
Сечение перелива	L_c	м^2	0,088
Относительная площадь перелива	F_n	%	4,4
Периметр слива	$l_{сл}$	м	0,795
Высота переливного порога	h_n	м	0,03

Полное гидравлическое сопротивление тарелки рассчитывается по уравнению (5.2):

$$\Delta P_m = \Delta P_{сух} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{гж},$$

где $\Delta P_{сух}$ – сопротивление сухой тарелки; ΔP_{σ} – сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения; $\Delta P_{гж}$ – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке.

Сопротивление сухой тарелки по уравнению (5.3):

$$\Delta P_{сух} = \xi \frac{w_0^2 \rho_{г}}{2},$$

где $\xi = 1,82$ – коэффициент сопротивления неорошаемой ситчатой тарелки (принимается из таблицы 2); w_0 – скорость газа в прорезях колпачка или в отверстиях тарелки, $\frac{м}{с}$; ρ_2 – плотность газа, $\frac{кг}{м^3}$.

Определяем скорость газа в отверстиях тарелки по формуле:

$$w_0 = w_0 \frac{F_m}{F'_{св}}, \quad (7.2)$$

где F_m – рабочее сечение тарелки, $м^2$; $F'_{св}$ – относительное свободное сечение тарелки, $м^2$.

Примем, что относительное свободное сечение тарелки в процентах от рабочего сечения тарелки равно 10 %. Тогда относительное свободное сечение тарелки в $м^2$ будет равно:

$$F'_{св} = F_m F'_{св}; \quad (7.3)$$

$$F'_{св} = 1,834 \cdot \frac{10}{100} = 0,1834 \text{ } м^2.$$

Скорость газа в отверстиях тарелки

$$w_0 = 0,59 \cdot \frac{1,834}{0,1534} = 5,9 \text{ } м/с.$$

Тогда сопротивление сухой тарелки

$$\Delta P_{сух} = 1,82 \cdot \frac{5,9^2 \cdot 1,78}{2} = 56,4 \text{ } Па.$$

Сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения, определяется по выражению (5.4).

Согласно [8, с. 537], поверхностное натяжение воды – $\sigma = 73 \cdot 10^{-3} \text{ } Н/м$; $d_э = 0,004 \text{ } м$ – эквивалентный диаметр отверстия (для ситчатых тарелок эквивалентный диаметр $d_э$ равен диаметру отверстия).

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 73 \cdot 10^{-3}}{0,004} = 73 \text{ } Па.$$

Сопротивление газожидкостного слоя на ситчатой тарелке определяется по формуле (5.6):

$$\Delta P_{\text{эжс}} = 1,3 g k \rho_{\text{жс}} (h_n + \Delta h),$$

где h_n – высота сливного порога, м.

Величина Δh определяется по формуле (5.8):

$$\Delta h = \left(\frac{V_{\text{жс}}}{1,85 l_{\text{сл}} k} \right)^{\frac{2}{3}},$$

где $V_{\text{жс}}$ – объемный расход жидкости, $\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$; $l_{\text{сл}}$ – периметр слива, м; $k = 0,5$ [1, с. 24].

Объемный расход жидкости определяется по формуле (6.10):

$$V_{\text{жс}} = \frac{L}{\rho_{\text{жс}}} = \frac{25,04}{998,5} = 0,025 \frac{\text{м}^3}{\text{с}};$$

$$\Delta h = \left(\frac{0,025}{1,85 \cdot 0,795 \cdot 0,5} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,105 \text{ м.}$$

Сопротивление газожидкостного слоя на ситчатой тарелке:

$$\Delta P_{\text{эжс}} = 1,3 \cdot 9,81 \cdot 0,5 \cdot 998,5 \cdot (0,03 + 0,105) = 859,5 \text{ Па.}$$

Тогда полное гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки составит:

$$\Delta P_m = \Delta P_{\text{сyx}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{эжс}} = 56,4 + 73 + 859,5 = 989 \text{ Па.}$$

Проверим, соблюдается ли расстояние между тарелками $h = 0,3 \text{ м}$ – необходимое для нормальной работы тарелок условие (5.9):

$$h_{\text{mt}} > 1,8 \frac{\Delta P_m}{\rho_{\text{жс}} g} = 1,8 \cdot \frac{989}{1000 \cdot 9,81} = 0,181 \text{ м.}$$

Так как $0,181 < 0,3$, то вышеуказанное условие выполняется.

7.5 Определение необходимого количества рабочих тарелок

Для определения действительного числа тарелок $N_{\text{мд}}$ в колонне графическим методом (на основе общих положений массопередачи) необходимо сначала рассчитать коэффициент массопередачи K_y [9, с. 701] по формуле (3.13):

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{\varphi}{\beta_x}}, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}.$$

Предварительно необходимо определить коэффициент массоотдачи в газовой фазе. Для ситчатых тарелок он определяется по уравнению:

$$\beta_y = 3,03 \cdot 10^{-4} w_d^{0,76} \Delta P_x, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}, \quad (7.4)$$

где ΔP_x – сопротивление жидкости на тарелке определяется по формуле (6.12):

$$\Delta P_x = \Delta P_{\text{эж}} + \Delta P_{\text{с}};$$

$$\Delta P_x = 859,5 + 73 = 932,5 \text{ Па}.$$

$$\beta_y = 3,03 \cdot 10^{-4} \cdot 0,59^{0,76} \cdot 932,5 = 0,19 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}.$$

Определяем коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для ситчатых тарелок по формуле:

$$\beta_y = \frac{33,7 \cdot 10^{-4} \Delta P_x}{1,95 w_d - 0,41}, \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}; \quad (7.5)$$

$$\beta_y = \frac{33,7 \cdot 10^{-4} \cdot 932,5}{1,95 \cdot 0,59 - 0,41} = 4,24 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}.$$

Тогда коэффициент массопередачи будет составлять

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{4,24} + \frac{17,33}{0,19}} = 0,01095 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль воздуха}}}$$

Определяем число единиц переноса одной тарелки по формуле (6.14):

$$m_{ym} = \frac{K_y S_m}{G'_{возд}}$$

$G'_{возд}$ – мольный расход воздуха определяется по формуле (6.15):

$$G'_{возд} = \frac{G_{возд}}{M_{возд}};$$

$$G'_{возд} = \frac{2,11}{29} = 0,073 \frac{\text{кмоль } возд}{\text{с}}.$$

$$m_{ym} = \frac{0,01095 \cdot 1,834}{0,073} = 0,275.$$

Далее находим значение величины $e^{m_{ym}}$ по выражению (6.16):

$$e^{m_{ym}} = \frac{Y_{n+1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} = \frac{\overline{A_i C_i}}{\overline{B_i C_i}},$$

где $\overline{A_i C_i}$ – величина i -го вертикального отрезка между равновесной линией и рабочей и $\overline{B_i C_i}$ – величина i -го вертикального отрезка между равновесной линией и кинетической линией рабочих концентраций диаграммы $Y-X$.

Замеряем величины отрезков $\overline{A_i C_i}$ и рассчитываем величину отрезков $\overline{B_i C_i}$. Через полученные точки B_i проводим кинетическую кривую (рисунок 6).

$$e^{m_{ym}} = \frac{Y_{n+1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} = \frac{\overline{A_i C_i}}{\overline{B_i C_i}} = e^{0,275} = 1,317.$$

Тогда

$$\overline{B_i C_i} = \frac{\overline{A_i C_i}}{1,317} = 0,76 \cdot \overline{A_i C_i}.$$

Например:

$$\overline{B_1 C_1} = 0,76 \cdot \overline{A_1 C_1} = 0,76 \cdot 9 = 6,84 \text{ мм};$$

$$\overline{B_2 C_2} = 0,76 \cdot \overline{A_2 C_2} = 0,76 \cdot 10 = 7,6 \text{ мм и т. д.};$$

$$\overline{B_7 C_7} = 0,76 \cdot \overline{A_7 C_7} = 0,76 \cdot 20 = 15,2 \text{ мм.}$$

Проводим через полученные точки $B_1 - B_7$ кинетическую кривую. Из точки B_1 в пределах от $Y_n = 289,2 \cdot 10^{-4}$ до $Y_k = 18,2 \cdot 10^{-4}$ между линией рабочих концентраций и кинетической кривой строим ломаную линию и считаем действительное число тарелок $N_{m\partial}$ (аналогично п. 7): $N_{m\partial} = 23$.

Определим высоту колонны по уравнению (3.29):

$$H_k = H + Z_{\epsilon} + Z_n,$$

где Z_{ϵ} и Z_n – соответственно высота верхней и нижней частей колонны, м. Принимаем, согласно таблице 1, $Z_{\epsilon} = 1,0$ м и $Z_n = 2,0$ м.

Высота тарельчатой части колонны определяется по уравнению (4.2):

$$H = h_{mt} (N_{m\partial} + 1).$$

Подставим (4.2) в (3.29) и получим:

$$H_k = h_{mt} (N_{m\partial} + 1) + Z_{\epsilon} + Z_n.$$

Тогда высота колонны составит:

$$H_k = 0,3 \cdot (23 + 1) + 1,0 + 2,0 = 10,2 \text{ м.}$$

Гидравлическое сопротивление тарельчатой части колонны по формуле (5.13):

$$\Delta P = N_{m\partial} \Delta P_m = 23 \cdot 989 = 22747 \text{ Па.}$$

7.6 Расчет вспомогательного оборудования

7.6.1 Расчет газопровода и подбор газодувки

Общее давление, развиваемое газодувкой, определим из уравнения:

$$\Delta P_c = \Delta P_m + \Delta P_c, \quad (7.6)$$

где ΔP_c – гидравлическое сопротивление сети, включающее сопротивление трубопровода, а также входа газового потока в абсорбер, Па.

Гидравлическое сопротивление сети определяется по формуле (4.46):

$$\Delta P_c = \left(1 + \lambda \frac{l_{mp}}{d_{mp}} + \sum \xi \right) \cdot \frac{w_{mp}^2 \rho_y}{2},$$

где λ – коэффициент сопротивления трения; l_{mp} – длина трубопровода, м; d_{mp} – диаметр трубопровода, м; $\sum \xi$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений; w_{mp} – скорость газа в трубопроводе, м/с.

Согласно [8, с. 17], принимаем $w_{mp} = 25$ м/с и определяем по формуле (3.5) диаметр газопровода:

$$d_{mp} = \sqrt{\frac{G_y}{0,785 \rho_y w_{mp}}};$$

$$d_{mp} = \sqrt{\frac{2,11}{0,785 \cdot 1,78 \cdot 25}} = 0,245 \text{ м.}$$

Принимаем по ГОСТ 8732-78 [4, Т. 1, с. 98] стандартный трубопровод с внутренним диаметром 306 мм (325 × 9 мм) и незначительной коррозией $e = 0,2$ мм. Тогда действительная скорость газового потока в газопроводе по формуле (4.19) будет равна:

$$w_{\partial} = \left(\frac{0,245}{0,307} \right)^2 \cdot 25 = 15,9 \text{ м/с.}$$

Определим критерий Рейнольдса по формуле (4.37):

$$\text{Re}_{mp} = \frac{d_{mp} w_{mp} \rho_y}{\mu_y},$$

где μ_y – коэффициент динамической вязкости газовой смеси, Па · с, определяется по формуле (4.17):

$$\mu_y = \frac{M_{cm}}{\frac{M_{SO_2}}{\mu_{SO_2}} y_{SO_2}^{cp} + \frac{M_{возд}}{\mu_{возд}} y_{возд}^{cp}},$$

где $\mu_{SO_2} = 0,012 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu_{возд} = 0,017 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – коэффициенты динамической вязкости соответственно SO_2 и воздуха при температуре абсорбции – $t = 10^\circ \text{C}$ [8, с. 557, рисунок VI].

$$\mu_y = \frac{29,53}{\frac{64}{0,012 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,15 + \frac{29,53}{0,017 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,985} = 0,016 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

$$\text{Re}_{mp} = \frac{0,307 \cdot 15,9 \cdot 1,78}{0,016 \cdot 10^{-3}} = 5,4 \cdot 10^5.$$

Отношение площадей газопровода и колонны составит:

$$\frac{F_{mp}}{F_k} = \frac{0,785 \cdot 0,307^2}{0,785 \cdot 1,6^2} = 0,037.$$

Примем, что длина трубопровода составляет 20 м и на нем установлены три задвижки, трубопровод имеет три отвода на 90° . Тогда при отношении $d_{mp}/e = 0,307/0,0002 = 1535$ и $\text{Re}_{mp} = 5,4 \cdot 10^5$, согласно [8, с. 22, рисунок 1.5], коэффициент сопротивления трения будет равен: $\lambda = 0,018$. Значения коэффициентов местных сопротивлений, взятые из [8, с. 520–522, таблица XIII], сведены в таблицу 8.

Таблица 8 – Значение коэффициентов местных сопротивлений водопровода

Вид местного сопротивления	$\sum \xi_i$
Вход в трубу с острыми краями	0,5
Выход из трубы	1,0
Задвижки $\xi = 0,15$	$2 \cdot 5,3 = 0,45$
Отвод (при $\varphi = 90^\circ$ и $R_0/d_{mp} = 0,307/0,307 = 1,0$) $\xi = A B = 1,0 \cdot 0,21 = 0,21$	$3 \cdot 0,21 = 0,63$
Внезапное расширение	1,0
Внезапное сужение	0,5
Всего	4,08

$$\Delta p_{mp+mc} = \left(1 + 0,018 \cdot \frac{20}{0,307} + 4,08 \right) \cdot \frac{15,9^2 \cdot 1,78}{2} = 1407 \text{ Па}..$$

Давление, развиваемое газодувкой:

$$\Delta P_z = 1407 + 22747 = 24154 \text{ Па}.$$

Рассчитаем по формуле (4.43) требуемую мощность газодувки:

$$N = \frac{V \Delta P_z}{1000 \eta},$$

где $\eta = 0,8$ – общий КПД газодувки;

$$N = \frac{1,6 \cdot 24154}{1000 \cdot 0,8} = 48,3 \text{ кВт}.$$

С запасом 30 %, согласно [6, с. 42, таблица 10], подбираем газодувку типа ТП-170-1,1 со следующими характеристиками: производительность – $2,86 \text{ м}^3/\text{с}$, давление – 28000 Па , $n = 49,3 \text{ с}^{-1}$, электродвигатель типа АО2-92-2: мощность – 100 кВт .

7.6.2 Расчет водопровода и подбор насоса

Примем, согласно [8, с. 10], что скорость течения воды в трубопроводе равна $2,0 \text{ м/с}$. Определим диаметр трубопровода по формуле (3.5):

$$d_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4L}{3,14 \rho_x w_x}};$$

$$d_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 25,04}{3,14 \cdot 998,5 \cdot 2,0}} = 0,126 \text{ м}.$$

Принимаем по ГОСТ 8732-78 [4, Т. 1, с. 98] стандартный трубопровод с внутренним диаметром 150 мм ($159 \times 11 \text{ мм}$) и незначительной коррозией $e = 0,2 \text{ мм}$. Тогда действительная скорость воды:

$$w'_e = \frac{4L}{3,14 \rho_e d_{\text{вн}}^2};$$

$$w'_e = \frac{4 \cdot 25,04}{3,14 \cdot 998,5 \cdot 0,137^2} = 1,7 \text{ м/с}.$$

Определим давление, развиваемое насосом, по формуле (7.7):

$$\Delta P_n = \left(1 + \lambda \frac{l_{\text{в/мр}}}{d_{\text{вн}}} + \sum \xi \right) \cdot \frac{w_{\text{в}}^2 \rho_{\text{в}}}{2} + \rho_{\text{в}} g h, \quad (7.7)$$

где λ – коэффициент сопротивления трения; $l_{\text{в/мр}}$ – длина трубопровода, м; $d_{\text{вн}}$ – диаметр трубопровода, м; $\sum \xi$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений; $w_{\text{в}}$ – скорость воды в трубопроводе, м/с; h – высота подъема жидкости (принимается конструктивно), в данном случае принимаем $h = 12$ м.

Определим режим движения воды:

$$\text{Re}_{\text{мр}} = \frac{0,137 \cdot 1,7 \cdot 998,5}{1,3 \cdot 10^{-3}} = 1,8 \cdot 10^5,$$

где $\mu_{\text{в}} = 1,3 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – коэффициент динамической вязкости воды при 10 °С, согласно [8, с. 556, рисунок V].

Примем, что общая длина водопровода составляет 20 м, на нем установлены два вентиля, трубопровод имеет четыре отвода на 90 °С. Тогда при отношении $d_{\text{мр}}/e = 0,137/0,0002 = 685$ и $\text{Re}_{\text{мр}} = 1,8 \cdot 10^5$ [8, с. 22, рисунок 1.5] коэффициент сопротивления трения будет равен: $\lambda = 0,022$. Значения коэффициентов местных сопротивлений, взятые из [8, с. 520–522, таблица XIII], сведены в таблицу 9. Отношение площадей водопровода и колонны составит:

$$\frac{F_{\text{мр}}}{F_{\text{к}}} = \frac{0,785 \cdot 0,137^2}{0,785 \cdot 1,6^2} = 0,0073.$$

Таблица 9 – Значение коэффициентов местных сопротивлений водопровода

Вид местного сопротивления	$\sum \xi_i$
Вход в трубу с острыми краями	0,5
Выход из трубы	1,0
Вентиль нормальный $\xi = 5,3$	$2 \cdot 5,3 = 10,6$
Отвод (при $\varphi = 90^\circ$ и $R_0/d_{\text{мр}} = 0,137/0,137 = 1,0$) $\xi = A B = 1,0 \cdot 0,21 = 0,21$	$4 \cdot 0,21 = 0,84$
Внезапное расширение	1,0
Внезапное сужение	0,5
Всего	14,44

Тогда давление, развиваемое насосом:

$$\Delta P_n = \left(1 + 0,022 \cdot \frac{20}{0,137} + 14,44 \right) \cdot \frac{1,7^2 \cdot 998,5}{2} + 1000 \cdot 9,81 \cdot 12 = 144631 \text{ Па}.$$

Мощность, потребляемая двигателем насоса, по формуле (1.33) [8, с. 20]:

$$N = \frac{L \Delta P_n}{\rho_{ж} 1000 \eta},$$

где $\eta = 0,75$ – общий КПД насоса;

$$N = \frac{25,04 \cdot 14431}{998,5 \cdot 1000 \cdot 0,75} = 4,8 \text{ кВт}.$$

С запасом 30 %, согласно [6, с. 38, таблица 10], подбираем насос марки Х90/19 со следующими характеристиками: производительность – $2,5 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, $H = 13 \div 19 \text{ м вод. ст.}$, $n = 48,3 \text{ с}^{-1}$, $\eta_n = 0,70$; электродвигатель типа АО2-51-2: мощность – 10 кВт, $\eta = 0,88$.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение А (обязательное) Образец оформления титульного листа курсового проекта (курсовой работы)

Министерство образования и науки Российской Федерации

Сыктывкарский лесной институт –
филиал государственного образовательного
учреждения высшего профессионального образования
«Санкт-Петербургская государственная лесотехническая академия
имени С. М. Кирова»

Кафедра теплотехники и гидравлики

Расчетно-пояснительная записка
к курсовому проекту (или: *к курсовой работе*)
по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии»
(специальности 280201, 280200)
или: *по дисциплине «Гидравлика и теплотехника»*
(специальности 240406, 240100)
на тему «Абсорбционная установка непрерывного действия
для поглощения $1,6 \text{ м}^3/\text{с SO}_2$ из смеси с воздухом водой»

КП (КР) – ТФ.135.00.000 ПЗ

Выполнил
Руководитель
Дата защиты
Проект защищен с оценкой

студент 3 курса д/о Иванов И. И.
доцент, к. х. н. Петров П. П.

Сыктывкар 2010

Приложение Б
(справочное)
Значения коэффициента Генри K для водных растворов некоторых газов

Газ	Температура, t , °C							
	5	10	15	20	25	30	40	60
Аммиак	0,00168	0,00180	0,00193	0,00208	0,00223	0,00241	–	–
Воздух	37,1000	41,7000	46,10000	50,40000	54,70000	58,60000	66,10000	76,50000
Двуокись серы	0,01520	0,01840	0,02200	0,02660	0,03100	0,03640	0,04950	0,08390
Двуокись углерода	0,66600	0,79200	0,93000	1,08000	1,24000	1,41000	1,77000	2,59000
Метан	19,7000	22,60000	25,60000	28,50000	31,4000	34,10000	39,50000	47,60000
Окись углерода	30,0000	33,60000	37,20000	40,70000	44,00000	47,10000	52,90000	62,10000
Сероводород	0,23900	0,27800	0,32100	0,36700	0,41400	0,46300	0,56600	0,78200
Хлор	0,25000	0,29700	0,34600	0,40200	0,45400	0,50200	0,60000	0,73100
Хлористый водород	0,00191	0,00197	0,00203	0,00209	0,00215	0,00220	0,00227	0,00224

Примечание – В таблице даны значения $K \cdot 10^{-6}$ мм рт. ст. Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Н/м².

Приложение В
(рекомендуемое)
Характеристики насадок

Вид насадки	Удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Эквивалентный диаметр, м	Количество штук в 1 м^3	Масса 1 м^3 насадки, кг
Керамические кольца Рашига					
$10 \times 10 \times 1,5 \text{ мм}$	440	0,700	0,006	700000	700
$15 \times 15 \times 2 \text{ мм}$	330	0,700	0,009	250000	690
$25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$	204	0,740	0,015	53200	532
$35 \times 35 \times 4 \text{ мм}$	140	0,780	0,022	20200	505
$50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$	87,5	0,785	0,036	6000	530
Стальные кольца Рашига					
$10 \times 10 \times 0,5 \text{ мм}$	500	0,880	0,007	770000	960
$15 \times 15 \times 0,5 \text{ мм}$	350	0,920	0,012	240000	660
$25 \times 25 \times 0,8 \text{ мм}$	220	0,920	0,017	55000	640
$35 \times 35 \times 2,5 \text{ мм}$	147	0,830	0,023	19000	530
$50 \times 50 \times 1,0 \text{ мм}$	110	0,950	0,035	6000	430
Кокс кусковой					
42,6 мм	77	0,560	0,029	14000	455
40,8 мм	86	0,545	0,025	15250	585
28,6 мм	110	0,535	0,019	27700	660
24,4 мм	120	0,532	0,018	64800	600

Приложение Г
(рекомендуемое)

Зависимость предельной скорости пара w'
от относительной плотности пара и жидкости $\frac{\rho_n}{\rho_{ж}}$

$\frac{\rho_n}{\rho_{ж}}$	Допустимая скорость пара w' при расстоянии между тарелками $h_{mm}, м$			
	0,2	0,3	0,45	0,6
$1 \cdot 10^{-4}$	1,5	2,1	2,5	3,1
$2 \cdot 10^{-4}$	1,2	1,6	2,0	2,4
$4 \cdot 10^{-4}$	0,9	1,2	1,5	1,8
$6 \cdot 10^{-4}$	0,8	1,05	1,3	1,6
$8 \cdot 10^{-4}$	0,7	0,95	1,15	1,4
$1 \cdot 10^{-3}$	0,64	0,88	1,05	1,3
$2 \cdot 10^{-3}$	0,5	0,65	0,80	1,0
$4 \cdot 10^{-3}$	0,36	0,50	0,60	0,75
$6 \cdot 10^{-3}$	0,32	0,43	0,52	0,62
$8 \cdot 10^{-3}$	0,27	0,38	0,46	0,56
$1 \cdot 10^{-2}$	0,25	0,35	0,42	0,51
$2 \cdot 10^{-2}$	0,20	0,26	0,32	0,40
$4 \cdot 10^{-2}$	0,16	0,21	0,25	0,30

Приложение Д
(информационное)
Библиографический список

Основной

1. *Киприанов, А. И.* Расчет абсорбционных установок [Текст] : методические указания по курсовому проектированию для студентов химико-технологического факультета (специальности 0903, 0904) / А. И. Киприанов, Б. Н. Лебедев. – Л. : ЛТА, 1984. – 42 с.
2. *Положение о дипломном проектировании* [Текст] : ч. 1. Единые требования к текстовым документам / сост. В. А. Паршукова, А. А. Митюшов ; Сыкт. лесн. ин-т. – Сыктывкар : СЛИ, 2009. – 36 с.
3. *Положение о дипломном проектировании* [Текст] : ч. 2. Единые требования к структуре, оформлению и представлению дипломных проектов и дипломных работ / сост. В. А. Паршукова, А. А. Митюшов ; Сыкт. лесн. ин-т. – Сыктывкар : СЛИ, 2009. – 80 с.
4. *Тимонин, А. С.* Основы конструирования и расчеты химико-технологического и природоохранного оборудования [Текст] : справочник / А. С. Тимонин. – Калуга : Изд. Н. Бочкаревой, 2002. – Т. 1. – 852 с.; Т. 2. – 1028 с.; Т. 3. – 968 с.
5. *Колонные аппараты* [Текст] : каталог-справочник / сост. А. Б. Тютюников, А. И. Линтварев, Л. И. Коробчанская [и др.]. – М. : ЦИНТИхимнефтемаш, 1966. – 31 с.
6. *Основные процессы и аппараты химической технологии* [Текст] : пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1991. – 496 с.
7. *Дытнерский, Ю. И.* Процессы и аппараты химической технологии [Текст] : учебник для вузов / Ю. И. Дытнерский. – Ч. 2. Массообменные процессы и аппараты. – М. : Химия, 1995. – 368 с.
8. *Павлов, К. Ф.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов [Текст] / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков ; под ред. чл.-корр. АН России П. Г. Романкова. – 13-е изд., стер. – М. : Альянс, 2006. – 576 с.
9. *Справочник химика* [Текст] / под ред. Б. П. Никольского, О. Н. Григорова, М. Е. Позина [и др.]. – Т. V. – 2-е изд. – М. : Химия, 1968. – 996 с.
10. *Рамм, В. М.* Абсорбция газов [Текст] : моногр. / В. М. Рамм. – Л. : Химия, 1976. – 654 с.

Дополнительный

11. *Обливин, А. Н.* Процессы и аппараты химической технологии древесины [Текст] : учеб. для студ. вузов, обуч. по спец. 260300 «Технология химической переработки древесины» / А. Н. Обливин, Н. С. Прокофьев, А. И. Киприанов. – М. : МГУЛ, 2002. – 656 с.

12. Процессы и аппараты химической технологии [Текст] : учеб. для студ. вузов / А. А. Захарова [и др.] ; под ред. А. А. Захаровой. – М. : Академия, 2006. – 528 с.

13. Вальдберг, А. Ю. Процессы и аппараты защиты окружающей среды. Защита атмосферы [Текст] : учеб. пособие для студ. вузов, обуч. по напр. 656600 – «Защита окружающей среды» / А. Ю. Вальдберг, Н. Е. Николайкина. – М. : Дрофа, 2008. – 239 с.

14. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии [Текст] : учеб. для студ. вузов, обуч. по химико-технол. напр. и спец. : в 2-х кн. Кн. 2 / В. Г. Айнштейн [и др.] ; под ред. В. Г. Айнштейна. – М. : Высш. шк., 2003. – 872 с.

15. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии. [Текст] : учеб. для студ. химико-технол. спец. вузов : в 2-х частях / Ю. И. Дытнерский. – М. : Химия, 2002. – Кн. 1. – 368 с.; Кн. 2. – 400 с.

16. Фролов, В. Ф. Лекции по курсу «Процессы и аппараты химической технологии» [Текст] : учеб. пособие / В. Ф. Фролов. – СПб. : ХИМИЗДАТ, 2003. – 608 с.

17. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий [Текст] : в 2-х ч. / ред. Г. М. Островский [и др.]. – СПб. : Профессионал, 2007. – Ч. 2. – 916 с. – («Профессионал»).