

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической
технологии, нефтехимии и биотехнологии

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль)/специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Предложение технологических решений по модернизации
«воздушного дыхания» стадии оксимирования на примере ПАО
«Куйбышевазот»

Студент

П.В. Тихонов

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.Н. Шевченко

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

Тольятти 2020

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнил: Тихонов Павел Владимирович.

Тема работы: Модернизация системы «воздушного дыхания» стадии оксимирования на примере предприятия ПАО «Куйбышевазот».

Руководитель: Шевченко Юлия Николаевна

Бакалаврская работа выполнена на 79 с., 11 рисунков, 15 таблиц, использовано 35 источников.

Объектом исследования является «Установка синтеза циклогексанооксида на ПАО «КуйбышевАзот»

В теоретической части рассмотрены физико-химические основы процесса синтеза циклогексанооксида и аппарат очистки отработанных газов синтеза циклогексанооксида методом абсорбции.

В ходе выполнения работы предложена модернизированная технологическая схема с измененной конструкцией аппарата очистки и подачи отработанного воздуха на абсорбцию, использование абсорбента сульфата аммония для улавливания паров циклогексана и циклогексанооксида.

Проведены расчеты материального баланса и аппарата для очистки отработанного воздуха.

Бакалаврская работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word и представлена на электронном носителе.

Содержание

Введение.....	4
1 Общая характеристика «Процесса производства капролактама цеха №37» и сущность процесса оксимирования.....	6
1.1 Характеристика производства капролактама цеха № 37.....	6
1.2 Характеристика производимой продукции.....	7
1.3 Приготовление циклогексанооксида.....	8
1.4 Химизм процесса синтеза циклогексанооксида.....	15
1.5 Материальный баланс абсорбера 01/0810 очистки газа с ГАС абсорбентом.....	22
2 Анализ существующих технологических скрубберов (абсорберов) очистки и подачи отработанного воздуха с двух ступеней стадии оксимирования.....	28
2.1 Газоочистка с помощью абсорберов.....	28
2.2 Классификация скрубберов «мокрой очистки».....	30
2.3 Описание существующей технологической схемы подачи и очистки отработанного воздуха в абсорбер.....	32
2.4 Материальный баланс абсорбера с ГАС абсорбентом при нагрузке 14 м ³ /ч по циклогексанону.....	34
3 Предлагаемая схема подачи и очистки отработанного воздуха в скруббер.....	43
3.1 Предлагаемая технологическая схема подачи и очистки отработанного воздуха в абсорбер.....	43
3.2 Расчет абсорбера для предлагаемой схемы «воздушного дыхания» с абсорбентом СА.....	46
Заключение.....	70
Список используемой литературы и используемых источников.....	72
Приложение А «Насадочный абсорбер».....	76
Приложение В «Оросительные устройства».....	77

Введение

«Синтез — получение из относительно простых веществ более сложных — играет важную роль в химии. По традиции, химические продукты, получаемые путем соединения или превращения молекул исходных компонентов, называют синтетическими, противопоставляя их природным веществам. Разрабатывая промышленные методы синтеза этих соединений, химики и технологи стремятся улучшить экономические показатели технологических процессов, т. е. повысить выход продукта реакции, уменьшить содержание примесей в нем, найти новые, более дешевые источники сырья. Цель синтеза - является получение и познание способов получения органических веществ вне живой природы. Ежегодно число органических соединений увеличивается на 300-400 тысяч. Подавляющее большинство этих новых веществ никогда не существовали в природе» [1].

«На промышленных предприятиях и в производствах применяют, как правило, разного рода синтез, как органический, так и неорганический, проводимый в специальных агрегатах, в состав которых входят: реакционная установка, или реактор, где непосредственно протекает процесс; вспомогательное оборудование - теплообменные аппараты (калориферы), насосы, тяго-дутьевое устройство (вентилятор, воздухоувка), сборники или буферные емкости, и система воздухоотчистки, соответствующая проводимой реакции синтеза» [2].

В нашем случае для очистки отработанного воздуха по типу реакции синтеза подходят насадочные воздухоочистители (скрубберы), а точнее абсорберы.

«Абсорберы - это аппараты, которые используют для очищения твердых или газообразных сред от примесей, с использованием сорбента (в данном случае абсорбента) в различных химико-технологических процессах» [2].

«Абсорберы служат для поглощения газообразных веществ жидкими продуктами, а также и для других процессов. Так как абсорбция происходит на поверхности соприкосновения жидкой и газообразной фаз, то чем больше эта поверхность, тем быстрее и полнее происходит абсорбция» [2].

Достоинствами насадочных абсорберов является дешевизна, простота устройства, надежность и устойчивость процесса, недостатком — относительно небольшая производительность и большой объем аппарата.

В процессе производства циклогексаноноксима происходит выброс отработанного воздуха в атмосферу, для очистки воздуха используется насадочный абсорбер или скруббер позиции к 01/0810 для первой ступени оксимирования с выбросами паров аммиака, серной кислоты, циклогексанона и неэффективный «коллектор воздушек 2 ступени оксимирования» с постоянным нарушением выброса в атмосферу 5 мг/дм^3 по циклогексаноноксиму.

Цель работы — повысить эффективность очистки отработанного воздуха стадии синтеза циклогексаноноксима, путем изменения схемы доставки отработанного воздуха, конструкции аппарата очистки отработанного воздуха и снижения затрат основного сырья в процессе абсорбции.

Задачи работы:

1. Проанализировать процесс синтеза и возможность промышленного применения модернизированной системы «воздушного дыхания» стадии синтеза циклогексаноноксима.
2. Предложить модернизированную технологическую схему, с измененной обвязкой узла подачи и очистки отработанного воздуха в атмосферу.
3. Провести расчеты материального баланса и аппарата для очистки отработанного воздуха.

1 Общая характеристика «Процесса производства капролактама цеха №37» и сущность процесса оксимирования

1.1 Характеристика производства капролактама цеха № 37

Производство капролактама введено в эксплуатацию в 1989 году.

Проектная мощность производства – 95 тыс. т/год. Достигнутая мощность на 2019 год ~ 105 000 тыс. т/год [21].

«Установка получения капролактама включает в себя следующие стадии:

1. оксимирование циклогексанона гидроксиламинсульфатом;
2. отгонка анона из раствора сульфата аммония и упарка сульфата аммония;
3. двухступенчатая перегруппировка циклогексанооксида и нейтрализация перегруппированного продукта аммиачной водой;
4. экстракция капролактама из лактамного масла трихлорэтиленом с последующей рекстракцией водой;
5. регенерация трихлорэтилена;
6. ионообменная очистка водного раствора капролактама;
7. выпарка водного раствора капролактама;
8. дистилляция капролактама» [20];

Вспомогательные стадии процесса получения капролактама:

1. конденсатный цикл охлаждения;
2. РОУ, станция сбора конденсата и бойлерная установка;
3. система воды оборотной для охлаждения;
4. сбор конденсата от парогенераторов;
5. прием едкого натра и азотной кислоты и выдача его потребителям;
6. система циркуляции воды по конденсаторам и ловушкам;

7. система воды для охлаждения торцевых уплотнений роторных тонкопленочных испарителей;
8. система циркуляции обогревающей воды;
9. система пара и конденсата;
10. система «азотного дыхания»;
11. сбор и откачка парового конденсата;
12. прием в цех сжатого воздуха, воздуха КИПиА, азота для продувок;
13. система промывки аппаратов;
14. система выдачи парового конденсата;
15. перегонка кубовых остатков;
16. приёма, хранение и отгрузка жидкого капролактама в железнодорожные цистерны.

1.2 Характеристика производимой продукции

1.2.1 Циклогексаноноксим

«Циклогексаноноксим ($C_6H_{10}NOH$) – с содержанием воды не более 5,0 % и анона не более 0,2 % поступает со стадии оксимирования на стадию двухступенчатой перегруппировки. Оксим белое кристаллическое вещество, плохо растворимое в воде» [22].

« $T_{пл} = 80\text{ }^{\circ}C$, $T_{кип} = 204\text{ }^{\circ}C$. Оксим пожаровзрывоопасен. Температура вспышки паров $82\text{ }^{\circ}C$, самовоспламенения $265\text{ }^{\circ}C$, пределы взрываемости пыли оксима в смеси с воздухом 61 - 80 % объемных, токсичен, ПДК 10 мг/м^3 , относится к 3 классу опасности. Вызывает раздражение слизистых оболочек, кожи» [23].

Плотность продукта не более $0,981\text{ г/дм}^3$ при температуре $85\text{ }^{\circ}C$.

1.3 Приготовление циклогексаноноксима

Еще в 2015 году, 5 лет назад получение циклогексаноноксима проходило на старых агрегатах с небольшими мощностями в многоступенчатых агрегатах второй ступени синтеза. Теперь же она проходит на новом агрегате второй ступени, у которого мощность в два раза больше. Соответственно работа одного нового агрегата заменила работу старых двух, что уменьшило количество негативных факторов в процессе его получения.

1.3.1 Синтез циклогексаноноксима на старых агрегатах

Процесс оксимирования циклогексанона (АНОН) гидроксиламинсульфатом (ГАС) протекает в одну нитку по двухступенчатой противоточной схеме при атмосферном давлении (рисунок 2). Оксимирование на первой ступени проводится в реакторе поз. 01/0050. В реактор из разделителя позиции 01/0160 подается раствор сульфата аммония (СА), содержащий непрореагировавший на второй ступени оксимирования гидроксиламинсульфат (слабый ГАС). Из разделителя позиции 01/0210 в реактор позиции 01/0050 подается циклогексанон.

Для нейтрализации образующейся серной кислоты в циркуляционный контур через смеситель позиции 01/0040 подается газообразный аммиак. С помощью прибора поддерживается автоматически величина pH реакционной смеси 3,0-7,0.

Расход газообразного аммиака измеряется диафрагмой и регистрируется прибором. По расходу анона на установку можно судить о содержании слабого ГАС в растворе СА с разделителя 01/0160.

Температура в реакторе оксимирования позиции 01/0050 контролируется прибором и поддерживается равной 45-55 °С путём циркуляции реакционной

смеси насосом позиции 01/0060 через теплообменник позиции 01/0070, охлаждаемый оборотной водой.

Уровень в реакторе контролируется прибором, и регулируется выдачей продукта насосом позиции 01/0100 в разделительный сборник позиции 01/0080. В связи с разностью плотностей образуются два слоя: верхний органический слой - циклогексанон, с растворенным циклогексаноноксидом, и нижний неорганический слой - раствор СА. Для исключения аварийного перелива реактора при остановке насоса позиции 01/0100 предусмотрена линия аварийного перелива в дренажную емкость позиции 01/0921.

Уровень раздела фаз в разделителе позиции 01/0080 контролируется прибором и поддерживается выдачей раствора сульфата аммония, содержащего циклогексанон и циклогексаноноксид, через регулятор раздела фаз позиции 01/0085 в экстрактор позиции 01/0200, снабженный турбинной мешалкой. Сюда же из цеха №35 подается циклогексанон по заданному расходу. Расход циклогексанона автоматически регулируется прибором.

Предусмотрена блокировка: при снижении расхода циклогексанона до 2 м³/ч закрываются клапаны на приеме в цех циклогексанона и гидроксиламинсульфата.

Величина pH реакционной смеси на выходе из экстрактора позиции 01/0200 контролируется прибором и составляет 4,5 - 5,5.

Из экстрактора позиции 01/0200 смесь продуктов самотеком направляется в разделитель позиции 01/0210, где за счет разности удельных весов образуется два слоя: верхний (органический) – циклогексанон с извлеченным циклогексаноноксидом, который самотеком направляется в реактор оксимирования первой ступени позиции 01/0050 и нижний слой (неорганический) – сульфат аммония, который сливается в буферную емкость позиции 01/0211, откуда насосом позиции 01/0230 выдается на колонну отгонки анилина позиции 01/0240.

Уровень раздела фаз в разделителе позиции 01/0210 контролируется прибором и поддерживается выдачей раствора сульфата аммония через регулятор раздела фаз позиции 01/0215.

Уровень раствора сульфата аммония в буферной ёмкости позиции 01/0211 регулируется прибором.

Верхний слой циклогексанон с циклогексаноноксидом из разделителя позиции 01/0080 самотеком поступает на всас насосов поз 01/0110.1,2 и подается в реактор оксимирования второй ступени позиции 01/0090, представляющий собой вертикальный аппарат с внешним змеевиком.

Для исключения перелива разделителя на площадку обслуживания предусмотрена схема аварийного перелива разделителя позиции 01/0080 в емкость позиции 01/0909, из которой продукты дренируются в емкость позиции 01/0921.

Гидроксиламинсульфат с концентрацией основного вещества не менее 275 г/дм^3 проходит предварительно абсорбер позиции 01/0810, заполненный кольцами Рашига и служащий для улавливания циклогексанона из воздушных аппаратов стадии оксимирования. Из абсорбера поз. 01/0810 гидроксиламинсульфат самотеком поступает в реактор оксимирования второй ступени позиции 01/0090. Для улучшения рассеивания отходящих газов из абсорбера позиции 01/0810 и создания азотной подушки в линию выхлопа подается азот.

Расход гидроксиламинсульфата в реактор позиции 01/0090 регулируется прибором. Реакция оксимирования протекает в двух установленных последовательно реакторах позиции 01/0090, 01/0140. Реактор позиции 01/0140 снабжен турбинной мешалкой и внешним змеевиком.

Температура в реакторе позиции 01/0090 контролируется прибором и поддерживается равной $72 - 85 \text{ }^{\circ}\text{C}$ изменением количества оборотной воды, подаваемой в теплообменник позиции 01/0120. Существует возможность изменения соотношения количества реакционной смеси, проходящей через теплообменник позиции 01/0120, и количества реакционной смеси,

минующей его по байпасной линии, трехходовым клапаном, работающем в ручном режиме. Циркуляция осуществляется при помощи насосов позиции 01/0110.1.2.

Для нейтрализации, образующейся в процессе реакции оксимирования серной кислоты, в циркуляционный контур через смеситель позиции 01/0010 подается газообразный аммиак. Величина pH реакционной смеси регулируется прибором и поддерживается равной 4,5-5,5.

Величина pH 4,5 - 5,5 в реакторе позиции 01/0140 контролируется по прибору подачей газообразного аммиака непосредственно в реактор через барботёр.

Продукты реакции оксимирования из реактора позиции 01/0140 самотеком поступают в разделитель позиции 01/0160, где за счет разности удельных весов образуются два слоя: верхний (органический) – циклогексаноноксим и нижний (неорганический) – сульфат аммония с остаточным содержанием непрореагировавшего гидроксиламинсульфата.

Уровень раздела фаз контролируется прибором и поддерживается выдачей раствора сульфата аммония с остаточным содержанием гидроксиламинсульфата в реактор оксимирования первой ступени позиции 01/0050 через регулятор раздела фаз позиции 01/0165.

Циклогексаноноксим из разделителя позиции 01/0160 самотеком поступает в смеситель позиции 01/0175, туда же, для улучшения смешивания, подается 38 - 42 % раствор сульфата аммония. Далее, образовавшаяся смесь, поступает в осушитель позиции 01/0170, представляющий собой аппарат с турбинной мешалкой и наружным обогревом. Обогрев ведется горячей водой.

Осушка оксима до содержания влаги 4 - 5 % производится за счет подачи в смеситель позиции 01/0175 38 - 42 % раствора сульфата аммония со стадии упарки сульфатных щелоков. Расход раствора сульфата аммония регулируется прибором в зависимости от нагрузки и содержания воды в циклогексаноноксиме. Раствор сульфата аммония, перед поступлением в

смеситель позиции 01/0175, проходит через холодильник позиции 01/0130, в котором охлаждается оборотной водой до температуры 72 - 85 °С с помощью регулятора.

В случае необходимости (при низкой температуре раствора сульфата аммония) в теплообменник позиции 01/0130 подается горячая вода.

В осушитель позиции 01/0170 подается в небольших количествах гидроксиламинсульфат для уменьшения содержания циклогексанона в оксиде. Расход гидроксиламинсульфата регулируется прибором.

Величина pH 4,5-5,5 смеси в осушителе позиции 01/0170 контролируется прибором подачей в осушитель через барботёр газообразного аммиака.

Смесь продуктов из осушителя позиции 01/0170 самотеком через смотровой фонарь поступает в разделитель позиции 01/0180, состоящий из двух частей. В первой части разделителя позиции 01/0180 за счет разности удельных весов образуются два слоя: верхний – циклогексаноксид, нижний – сульфат аммония.

Верхний слой – циклогексаноксид через перегородку перетекает во вторую часть и далее в сборник циклогексаноксида позиции 01/0730, откуда насосом позиции 0740 (01/0740) подается на стадию перегруппировки и нейтрализации.

Уровень раздела фаз в первой части разделителя позиции 0180 контролируется прибором и поддерживается выдачей раствора сульфата аммония через регулятор раздела фаз позиции Е-0185 в буферную ёмкость позиции 01/0181. Уровень во второй части разделителя позиции 01/0180 контролируется прибором.

Далее сульфат аммония со следами циклогексаноксида насосом позиции 01/0190 выдается в реактор оксимирования позиции 01/0140. Уровень в ёмкости позиции 01/0181 регулируется прибором. Принципиальная схема представлена на рисунке 1. Недостатки работы на старых агрегатах второй ступени:

1. Низкая производительность получения полупродукта, нагрузка по полупродукту анон-оксима до 11 м³/ч.
2. Сильные отклонения pH-среды второй ступени, нестабильность получения циклогексаноноксима.
3. Частые аварийные ситуации при нагрузках и разгрузках по циклогексанону, противоречивость работы датчиков pH-среды 1502 и 1503.
4. Сложность обвязки аппаратов заключается в использовании трехходового клапана при регулировке температуры и двух узлов смешивания газообразного аммиака второй ступени.

1.3.2 Синтез циклогексаноноксима на новом агрегате

Процесс оксимирования циклогексанола (АНОН) гидроксиламинсульфатом (ГАС) имеет отличие от синтеза циклогексаноноксима модифицированным реактором второй ступени оксимирования (рисунок 3). И заключается в следующем:

Расход гидроксиламинсульфата в реактор позиции 01/0150 регулируется прибором. Реакция оксимирования протекает в одном установленном реакторе позиции 01/0150. Температура в реакторе позиции 01/0150 контролируется прибором и поддерживается равной 72 – 85 °С изменением количества оборотной воды, подаваемой в теплообменник позиции 01/0500.3. Циркуляция осуществляется при помощи насосов позиции 01/0110.2,3.

Для нейтрализации, образующейся в процессе реакции оксимирования серной кислоты, в циркуляционный контур через смеситель позиции 01/0010.1 подается газообразный аммиак. Величина pH реакционной смеси регулируется прибором и поддерживается равной 4,5-5,5.

Величина pH 4,5 - 5,5 в реакторе позиции 01/0150 контролируется по прибору подачей газообразного аммиака непосредственно в реактор через барботёр. В результате большого количества продуктов синтеза процесс получения pH заданной концентрации проходит более стабильно, это экспериментально было доказано, что с увеличением нагрузок по сырью весь

процесс проходит более спокойно это обуславливается в свою очередь выделением большого количества сульфата аммония который играет роль «смягчающей подушки», и переливающиеся потоки более ламинарны.

Продукты реакции оксимирования из реактора позиции 01/0150 самотеком поступают в разделитель позиции 01/0160, где за счет разности удельных весов образуются два слоя: верхний (органический) – циклогексаноноксим и нижний (неорганический) – сульфат аммония с остаточным содержанием непрореагировавшего гидроксиламинсульфата.

Верхний слой циклогексанонона с циклогексаноноксимом из разделителя позиции 01/0080 самотеком поступает в смеситель реактора позиции 01/0150, на всас насосов поз 01/0110.2,3 и подается в реактор оксимирования второй ступени позиции 01/0150, представляющий собой вертикальный аппарат с внешним змеевиком.

Реакторы 01/0090, 01/0140, трехходовой клапан, и теплообменники 01/0120 и 01/0121 вырезаны из технологической схемы. Сульфат аммония со следами циклогексаноноксима насосом позиции 01/0190 выдается в реактор оксимирования 2 ступени позиции 01/0150. Уровень в ёмкости позиции 01/0181 регулируется прибором.

Группа воздушных второй ступени оксимирования выделяющая пары циклогексаноноксима при синтезе включает в себя аппараты 01/0150, 01/0160, 01/0165, 01/0170 отрезаны от коллектора первой ступени окисмирования не проходят абсорбер 01/0810, дышат в атмосферу, воздушники аппаратов 01/0180, 01/0185, 01/0181, 01/0730 также отрезаны от основных коллекторов дыхания и также дышат в атмосферу. Принципиальная схема представлена на рисунке 2.

Преимущества работы нового агрегата второй ступени оксимирования:

1. Высокая производительность получения полупродукта до $16 \text{ м}^3/\text{ч}$ по анон-оксиму обеспечивается за счет увеличенного объема реактора второй ступени.

2. Получение необходимой pH-среды, стабильность получения циклогексаноноксима, быстрая нагрузка и разгрузка по циклогексанону.

3. Простота обвязки обеспечивается за счет одного узла смешения газообразного аммиака и регулировки температуры с использованием клана типа «ВО», без использования трехходового клапана.

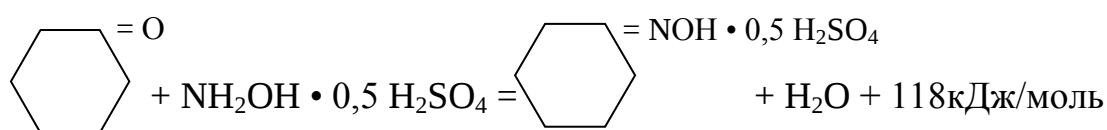
4. Экономия энергозатрат осуществляется за счет исключения реактора 01/0140 с перемешивающим устройством, использование в качестве перемешивания насосов 01/110_{3,4} на узле смешения газообразного аммиака большей мощности до 100 кВт.

1.4 Химизм процесса синтеза циклогексаноноксима

1.4.1 Основной продукт

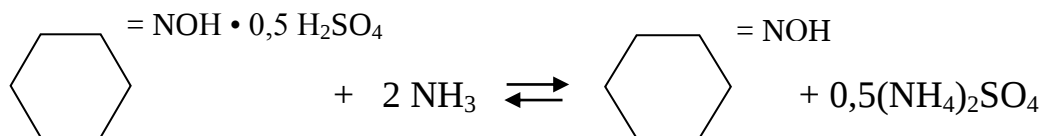
Циклогексаноноксим $C_6H_{10}NOH$ (или изонитрозосоединение - оксим) – органическое соединение в составе которой одна или более изонитрозогрупп $RR^1C = N - OH$.

Циклогексаноноксим получают по реакции Майера - между гидроксиламинсульфатом и циклогексаном. Процесс получения оксима проводится двухступенчатой схеме и атмосферном давлении и постоянных температурах: 45-55 °С на 1 ступени и 72-85 °С на 2 ступени [20]. Реакция получения оксима протекает по уравнению:

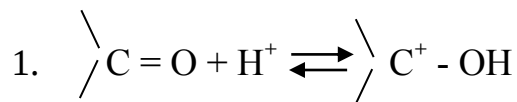


В среде кислоты оксим находится в соединениях с H_2SO_4 - протонированной форме $C_6H_{10} = N^+OH$.

Для осуществления реакции в смесь вводят газообразный NH_3 – образуется оксим и $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$:

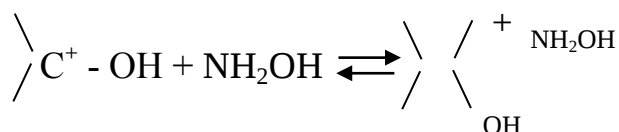


Газообразный NH_3 в процессе оксимирования поддерживает заданный pH [20]. Химизм процесса оксимирования:

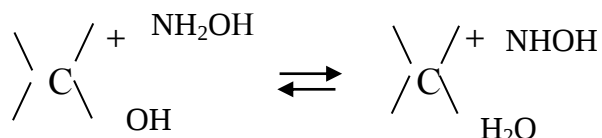


В реакции циклогексанона с гидроксиламинсульфатом происходит электрофильное замещение. Электрофильный атом углерода карбона группы циклогексанона усиливается протонированием атома O_2 карбонильной группы H_2SO_4 - атом С становится положительно заряженным [21].

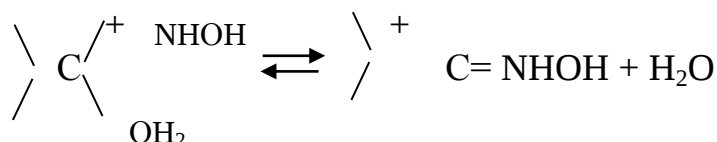
2. Атома N_2 ГАС присоединяется к атому C^+ [21]:



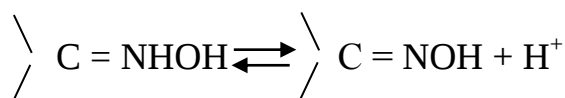
3. Присоединение атома H_2 к атому O_2 карбонильной группы [20]:



4. Отсоединение H_2O [20]:



5. Образование циклогексаноноксида с ионом H^+ [20]:



Окончательное получение оксида заканчивается на 2 ступени, присоединение N_2 ГАС к положительному атому C^+ .

Пик скорости при максимальных концентрациях:

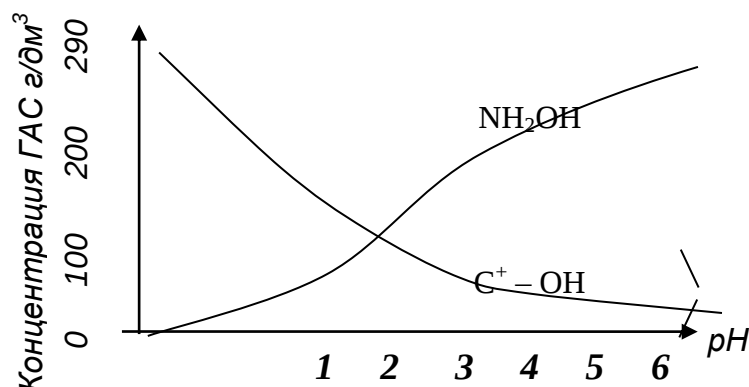
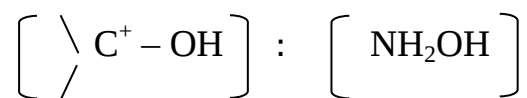


Рисунок 1 – Зависимость концентраций ГАС от pH

Газообразный NH_3 проходит смесители в реакционную смесь оксимирования и поддерживает pH среды [21].

Процесс оксимирования заключается в полном превращении $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$ в $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}$. $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$ в $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}$, в последующей изомеризации с олеумом, конденсируется в непредельные соединения. Эти соединения в капролактаме, ухудшают чистоту продукта, поэтому процесс синтеза циклогексанооксима проходит в 2 ступени по противотоку. На 1 ступени – избыток $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$, на 2 ступени – избыток ГАС [23].

Образование $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}$ со сдвигом реакции в право очень зависит от pH среды. Остаток $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$ менее 0,1% достигается при pH = 4,0 – 5,0. При значении pH > 5,8 ГАС сильно разлагается с образованием газообразных полупродуктов. Примеси в аноне, ГАС и NH_3 , сильно влияют на качество продукта оксима - капролактама [23].

При выборе температуры синтеза оксима нужно помнить, что $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$ в кислоте при высоких температурах димеризуется. В реакторе, где $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$ в избытке, температура 45 – 55 °С. В реакторах с избытком ГАС температура поддерживается 72 – 85 °С. $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}$ неконденсируется, как на 1 ступени с избытком $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$ [23]. При температуре > 85°С оксим термически разлагается и осмоляется.

1.4.2 Отработанный воздух (газы)

Отработанный воздух из агрегатов, содержащий в небольших количествах газообразный аммиак, серную кислоту, продукты разложения гидроксиламинсульфата, циклогексанооксим, влагу, циклогексанон по коллектору поступает в абсорбер, орошаемый гидроксиламинсульфатом.

Таблица 1 – Промышленные выбросы

Позиция аппарата	Продукт выброса	ПДВ	Контроль выброса
Абсорбер поз. 01/0810	Аммиак	Не более 80 мг/дм ³	Проверка санлабораторией
	Циклогексанон	Не более 5 мг/дм ³	
	Серная кислота	Не более 70 мг/дм ³	
Коллектор воздушных второй ступени на стадии окисливания	Циклогексаноноксим	Не более 5 мг/дм ³	Проверка санлабораторией

Таблица 2 - Воздух рабочей зоны

Рабочая зона	Продукт выброса	Норма	Проверка	Контроль выброса
Корпус 909 В отм. 0,0 м; 6,0 м; 12,0 м	Циклогексанон	не более 30,0 мг/м ³	по графику санитарной лаборатории	Санлаборатория
	Циклогексанон-оксим	не более 10,0 мг/м ³		
	Капролактамы (гексагидро-2Н-азепин-2-он)	не более 10,0 мг/м ³		
	Аммиак	не более 20,0 мг/м ³	по графику санитарной лаборатории	Санлаборатория

Коллектор воздушных второй ступени окисливания не имеет абсорбера, поэтому выброс происходит прямо в атмосферу, так же как выбросы с аппаратов к.909 блока В 01/0180, 01/0185, 01/0181, 01/730.

На рисунке 2 представлена схема синтеза циклогексаноноксима на старых агрегатах.

На рисунке 3 представлена схема синтеза циклогексаноноксима на новом агрегате.

На рисунке рисунок 4 представлена схема абсорбера.

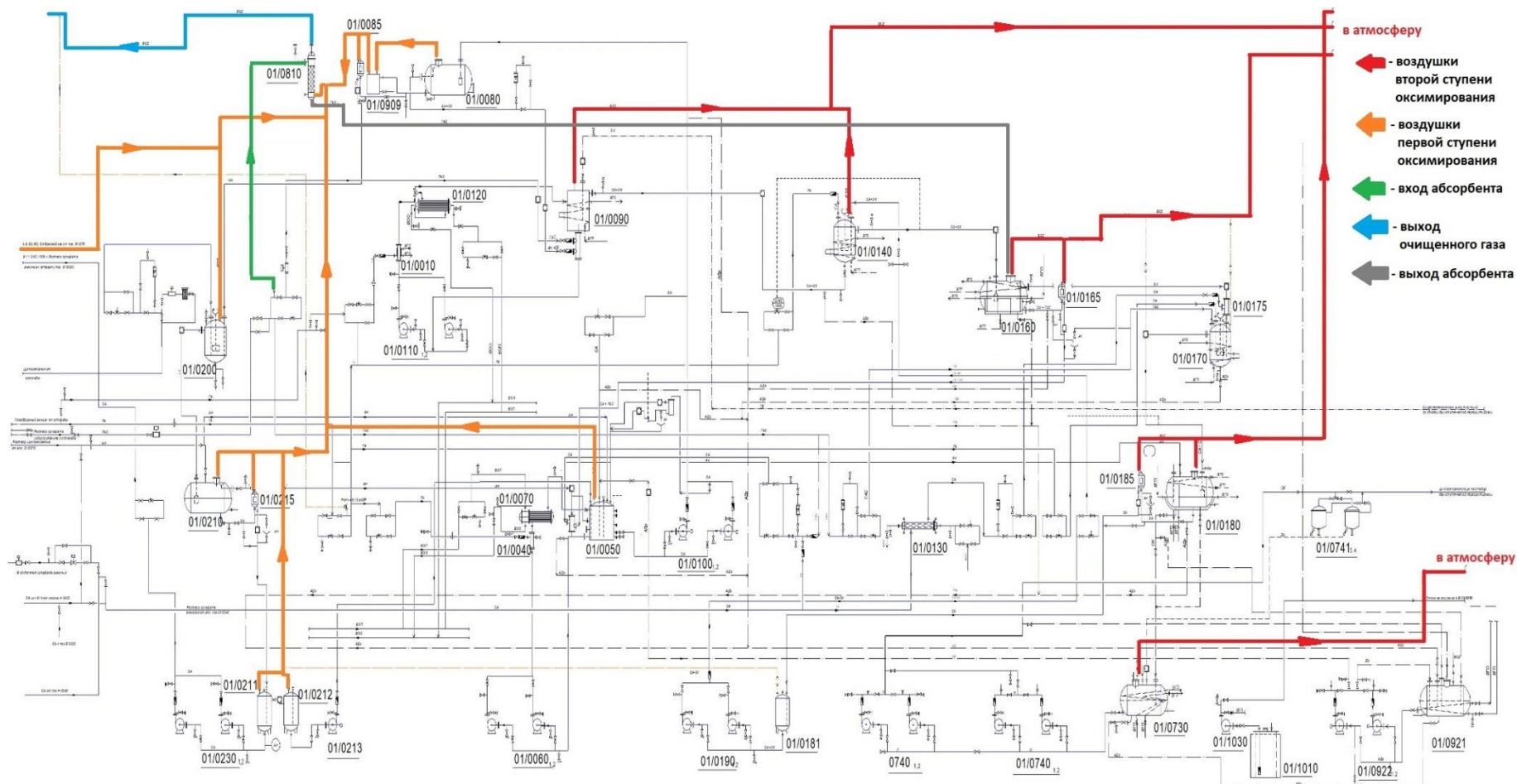


Рисунок 2 – Схема синтеза циклогексаноноксима на старых агрегатах

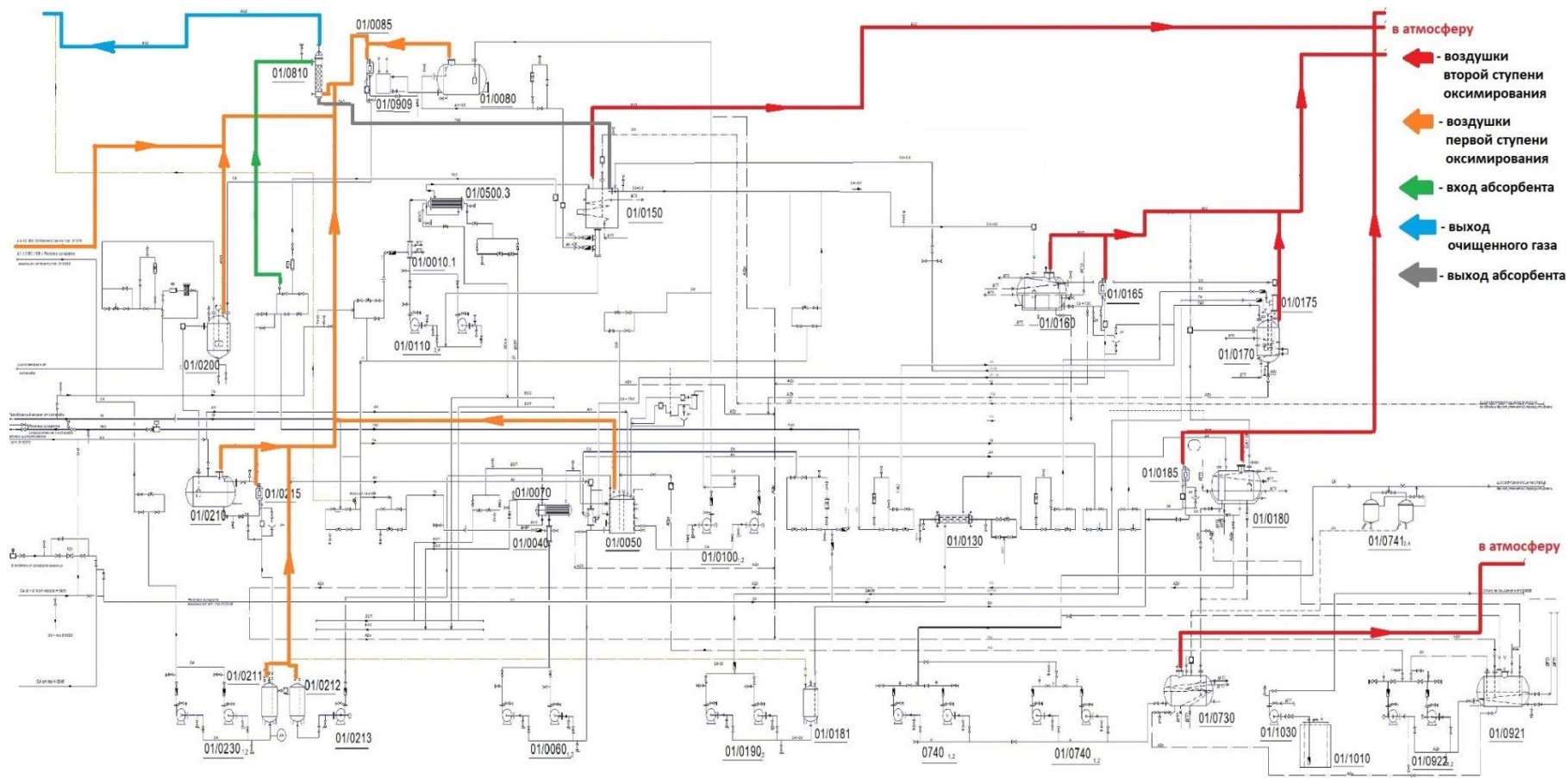


Рисунок 3 – Схема синтеза циклогексаноноксида на новом агрегате

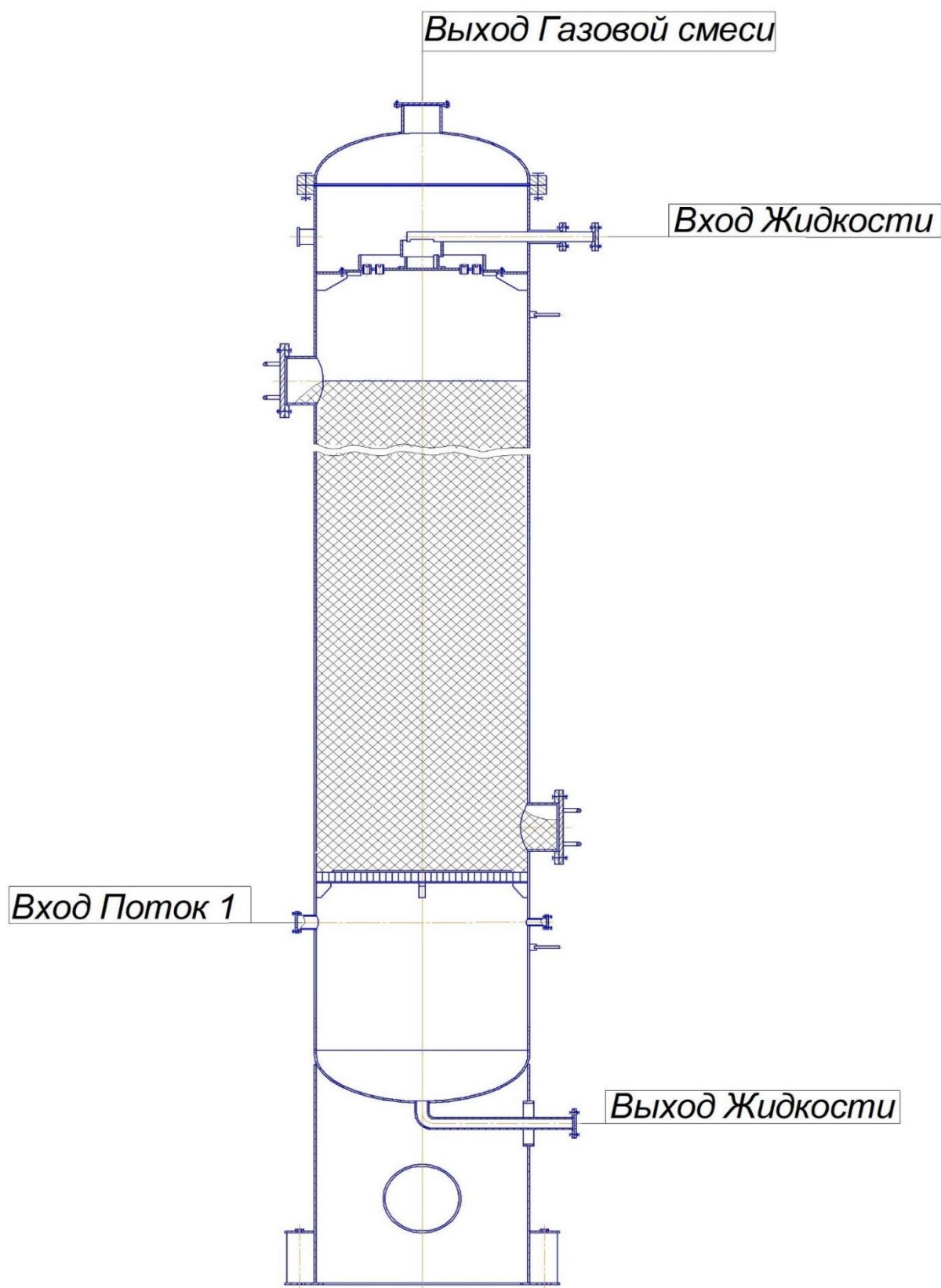


Рисунок 4 – Схема абсорбера

1.5 Материальный баланс абсорбера 01/0810 очистки газа с ГАС абсорбентом

В таблице 3 представлен состав газа.

Таблица 3 - Состав газа, в % об.

Вещество	% об.
NH ₃	20,2
H ₂ SO ₄	20,1
C ₆ H ₁₀ O	29,3
Воздух	30,4

Объем (количество) конвертированного газа – 0,011 м³/с.

Концентрация гидроксиламинсульфата (ГАС) - 96 %.

Температурный режим - данные технологического регламента.

Температура газа:

1. при входе в абсорбер - 40 °С;
2. при выходе из абсорбера - 20 °С.

Температура ГАС:

1. при входе в абсорбер - 45 °С;
2. при выходе из абсорбера - 40 °С.

Последовательность расчета [11]:

Определим количество и состав поступающего на очистку конвертированного газа:

$$V_i = (V \cdot n_i)/100, \quad (1.5.1)$$

где V - объем расхода газовой смеси, м³/ч;

V_i - объем расхода компонента газовой смеси, м³/ч;

n_i - концентрация компонента газовой смеси, % об.

$$m_i = \frac{V_i \cdot M_i}{22,4}, \quad (1.5.2)$$

где m_i - расход компонента газовой смеси, м³/ч;

V_i - объем компонента газовой смеси, м³/ч;

M_i - молярная масса компонента газовой смеси, кг/кмоль [11].

Подставим данные из таблицы 3 в формулы (1.5.1), (1.5.2) [16]:

Аммиак:

$$V_{NH_3} = \frac{0,011 \cdot 20,2}{100} = 0,002222 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m_{NH_3} = \frac{0,002222 \cdot 17}{22,4} = 0,001686 \text{ кг/с}$$

Серная кислота:

$$V_{H_2SO_4} = \frac{0,011 \cdot 20,1}{100} = 0,002211 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m_{H_2SO_4} = \frac{0,002211 \cdot 98}{22,4} = 0,009673 \text{ кг/с}$$

Циклогексанон:

$$V_{C_6H_{10}O} = \frac{0,011 \cdot 29,3}{100} = 0,003223 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m_{C_6H_{10}O} = \frac{0,003223 \cdot 98}{22,4} = 0,0141 \text{ кг/с}$$

Воздух:

$$V_{\text{возд}} = \frac{0,011 \cdot 30,4}{100} = 0,003344 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m_{\text{возд}} = \frac{0,003344 \cdot 29}{22,4} = 0,004329 \text{ кг/с}$$

Данные расчета технологического газа представим в итоговой таблице

4. Составим баланс по циклогексанону: содержание $C_6H_{10}O$ в очищенном газе примем 0,05 % об. согласно регламента. Составим пропорцию [17]:

$$\begin{array}{rcl} 0,0109945 & - & 99,95 \\ x & - & 0,05, \end{array}$$

Следует

$$x = \frac{0,0109945 \cdot 0,05}{99,95} = 0,000055$$

$$0,003223 - 0,000055 = 0,0032175$$

Подставим данные в формулу (1.5.2):

$$m_{C_6H_{10}O} = \frac{0,0032175 \cdot 98}{22,4} = 0,014 \text{ кг/с}$$

Количество циклогексанона в уходящем конвертированном газе: $0,0141 - 0,014 = 0,001 \text{ кг/с}$

Баланс по аммиаку составим при следующем допущении: содержание NH_3 в очищенном газе примем равным 9,2 % об. согласно регламента. Составим пропорцию с учетом этого допущения:

$$\begin{array}{rcl} 0,000792 & - & 90,8 \\ x & - & 8,2, \end{array}$$

Тогда

$$x = \frac{0,000792 \cdot 7,2}{92,8} = 0,000061$$

$$0,002222 - 0,000061 = 0,0022159$$

Подставим данные в формулу (1.5.2):

$$m_{NH_3} = \frac{0,0022159 \cdot 17}{22,4} = 0,001681 \text{ кг/с}$$

Количество аммиака в уходящем конвертированном газе: $0,001686 - 0,001681 = 0,000005 \text{ кг/с}$

Баланс по серной кислоте составим при следующем допущении: содержание H_2SO_4 в очищенном газе примем равным 6,4 % об. согласно регламента. Составим пропорцию с учетом этого допущения:

$$\begin{array}{rcl} 0,000671 & - & 93,9 \\ x & - & 6,1, \end{array}$$

Тогда

$$x = \frac{0,000671 \cdot 6,1}{93,9} = 0,000043$$

$$0,002211 - 0,000043 = 0,0022067$$

Подставим данные в формулу (1.5.2):

$$m_{H_2SO_4} = \frac{0,0022067 \cdot 98}{22,4} = 0,009654 \text{ кг/с}$$

Количество серной кислоты в уходящем конвертированном газе: $0,009673 - 0,009654 = 0,000019 \text{ кг/с}$

Таблица 4 - Состав технологического газа

Приход				Расход			
Неочищенный газ	м ³ /с	% об.	кг/с	Очищенный газ, м ³ /ч	м ³ /с	% об.	кг/с
NH ₃	0,002222	20,2	0,001686	NH ₃	0,000061	9,2	0,000005
H ₂ SO ₄	0,002211	20,1	0,009673	H ₂ SO ₄	0,000043	6,1	0,000019
C ₆ H ₁₀ O	0,003223	29,3	0,0141	C ₆ H ₁₀ O	0,000055	0,05	0,001
Воздух	0,003344	30,4	0,003534	Воздух	0,009531	86,65	0,012313
Газ перед очисткой	0,011	100	0,028993	Очищенный газ	0,00969	100	0,013337

Определим расход ГАС раствора для поглощения 0,0032175 м³/с циклогексанона.

Способность раствора к поглощению, выражаемая отношением моль циклогексанона на 2 моля ГАСа. Обозначим степень поглощения ГАСа:

на выходе – 0,8 кмоль C₆H₁₀O / 1,8 кмоль ГАС;

на входе – 1,8 кмоль C₆H₁₀O / 1,8 кмоль ГАС,

В результате средняя степень поглощения составит:

1,8 – 0,8 = 1 кмоль C₆H₁₀O / 1,8 кмоль ГАС.

Определим количество ГАС для поглощения 0,0032175 м³/с циклогексанона. Составим пропорцию:

$$\begin{array}{l} 1 \text{ кмоль } C_6H_{10}O \text{ ————— } 1,8 \text{ кмоль ГАС} \\ \frac{0,014}{98} \text{ кмоль } C_6H_{10}O \text{ ————— } x \text{ кмоль ГАС} \end{array}$$

Тогда:

$$x = \frac{0,014 \cdot 1,8}{98 \cdot 1} = 0,00025 \text{ кмоль}$$

Мольная масса ГАС - 164 кг/кмоль, тогда масса 100 % ГАС раствора составит:

$$m_{\text{ГАС}(100\%)} = 164 \cdot 0,00025 = 0,04217 \text{ кг/с}$$

Количество 30 % ГАС раствора:

$$m_{\text{ГАС}(96\%)} = \frac{0,04217 \cdot 100}{96} = 0,04392 \text{ кг/с}$$

Количество насыщенного ГАС раствора составит:

$$m_{\text{ГАСнас.}} = m_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}} + m_{\text{ГАС}(96\%)} \quad (1.5.3)$$

Подставим данные в формулу (1.5.3):

$$m_{\text{ГАСнас.}} = 0,014 + 0,04392 = 0,180551 \text{ кг/с.}$$

Представим результаты расчета в таблицу 5.

Таблица 5 - Материальный баланс абсорбера

Приход			Расход		
Наименование	кг/с	%, масс.	Наименование	кг/с	%, масс.
Неочищенный газ	0,028993		Очищенный газ	0,013337	
NH_3	0,001686	20,2	NH_3	0,000005	9,2
H_2SO_4	0,009673	20,1	H_2SO_4	0,000019	6,1
$C_6H_{10}O$	0,0141	29,3	$C_6H_{10}O$	0,001	0,05
Воздух	0,003534	30,4	Воздух	0,012313	86,65
Итого	0,028993	100,0	Итого	0,013337	100,0
ГАС	0,04217		ГАС	0,057922	
Итого	0,071163	100,0	Итого	0,071163	100,0

2 Анализ существующей технологической схемы очистки и подачи отработанного воздуха

2.1 Газоочистка с помощью абсорберов

«Оборудование газоочистки является составной частью любого химического предприятия, производства пищевой и лёгкой промышленности, металлургических, цементных заводов и множества других предприятий, работа которых предполагает выбросы вредных веществ» [23].

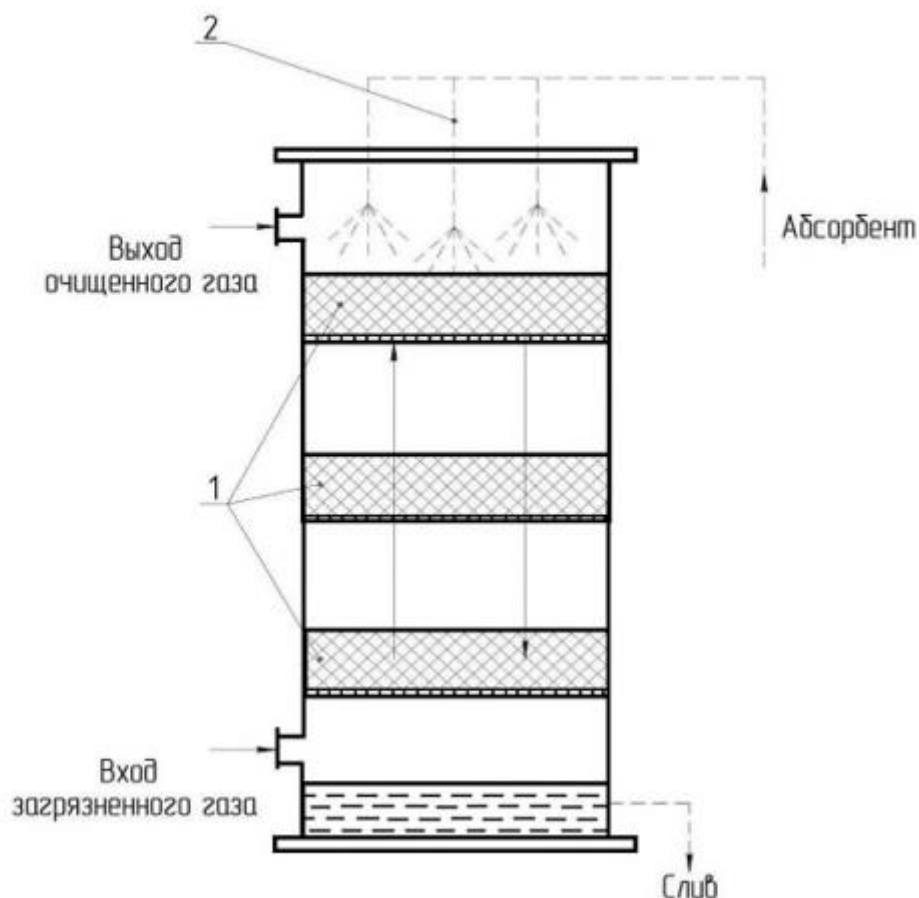
«Абсорберы - это аппараты, в которых происходит растворение или поглощение газовых компонентов жидкой средой. Принцип работы основан на промывании газов жидким поглотителем с целью перевода загрязняющих компонентов в жидкую фазу» [23].

Описываемый процесс делится на физический и химический метод. При физическом случае улов газов проходит без протекания химической реакции, в химическом случае с протеканием в слое поглотителя. Физическая абсорбция обратимый процесс.

Одним из моментов при очистке газа в абсорберах является правильный подбор улавливающей жидкости - абсорбента. Абсорбент выбирают по следующим характеристикам:

1. Способность поглощения,
2. Зависимость способности поглощения от термо-барометрических характеристик,
3. Селективность вещества,
4. Стоимость абсорбента,
5. Критерий регенерации,
6. Простота или сложность работы абсорбционной установки.

Общий принцип работы абсорберов схож для всех очистных аппаратов и представлен на рисунке 5.



1- слой насадок, 2- вход абсорбента.

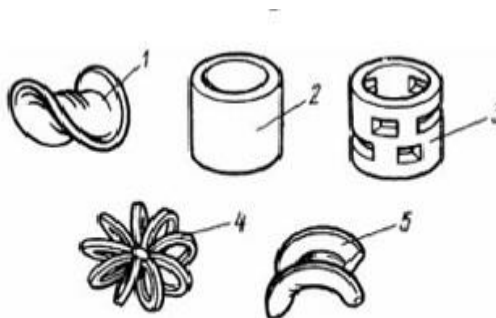
Рисунок 5 - Схема мокрой очистки газов

Принцип действия:

1. Подающийся абсорбент преобразуется в мелкодисперсное облако при помощи форсунок,
2. Происходит орошение насадки (рисунок 6) и стенок камеры абсорбера,
3. Снизу подается отработанный газ,
4. Газ, проходя противотоком с жидкостью, вступает в селекцию с реагентом на поверхности насадок,

5. Очищенный газ, выбрасывается в атмосферу или идет на повторную очистку,

6. Отработанная жидкость сливается или применяется во вторичном производстве, прямая зависимость циклов от степени активности абсорбента.



1- седло Берля, 2 - кольцо Рашига, 3 – кольцо Палля, 4 – розетка Теллера, 5 – седло «Инталлокс»

Рисунок 6 - Формы насадок

Правильно уложенные кольца хорошо распределяют жидкость и оказывают меньшее гидравлическое сопротивление. Укладку следует начинать от стенки, следя за тем, чтобы кольца плотно прилегали к ней. Диаметр колец для укладки следует выбирать не более $1/6$ диаметра аппарата [25].

2.2 Классификация скрубберов

В зависимости от конструкции, аппараты делятся на категории. Основными типами абсорберов мокрого типа работы являются:

1. Полые абсорберы,
2. Насадочные абсорберы,
3. Пенные абсорберы,

4. Абсорберы Вентури.

«Одним из наиболее распространенных абсорберов поверхностного типа является насадочный колонный аппарат. Он отличается простотой устройства и пригодностью к работе с агрессивными средами. В насадочной колонне поверхностью контакта фаз является смоченная поверхность насадки, поэтому насадка должна иметь возможно большую поверхность в единице объема» [6].

Таблица 6 – Классификация скрубберов мокрой очистки

Полый абсорбер	
Достоинства	Недостатки
Малое гидросопротивление	Невысокая площадь поверхности
Простота монтажа	Высокий расход энергии на распыление
Просто эксплуатации	Унос брызг при высоких скоростях газа
Ремонтопригодность	Невысокая степень разделения
Надежность и долговечность	
Простота обслуживания	
Насадочный абсорбер	
Низкое гидросопротивление	Плохое смачивание насадки при малых расходах фаз
Улавливаются до 99,9% примесей	Сложность отвода теплоты при экзотермической реакции
Высокая площадь поверхности	Большие объемы аппаратов
Ремонтопригодность	
Надежность и долговечность	
Простота конструкции	
Пенный абсорбер	
Отсутствует брызгоунос	Частое обслуживания
Простота обслуживания	Большое гидравлическое сопротивление
Малые габариты аппарата	Чувствительность к загрязнениям и осадкам
Степень очистки 98%	
Абсорбер Вентури	
Компактная конструкция	Быстрое изнашивание конструкции
Высокая степень надежности	Сложность конструкции
Просто обслуживания	Стоимость
Простота ремонта	
Степень очистки 96 – 99%	

2.3 Описание существующей технологической схемы очистки и подачи отработанного воздуха

Абсорбер поз. 01/0810 - предназначен для очистки сбросных газов стадии оксимирования и стадии отгонки анона из раствора СА от содержащихся в них паров циклогексанона. Циклогексанон, наряду с ГАС, является сырьём для получения циклогексаноноксима и, в дальнейшем, целевого продукта - капролактама.

Сбросные газы в абсорбер поз. 01/0810 поступают из системы воздушных стadiй оксимирования 1 ступени и стadiй отгонки анона. Поглощение (абсорбция) паров циклогексанона из газовых смесей в абсорбере производится водным раствором ГАС.

Абсорбер поз. 01/0810 представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с насадкой из колец Рашига. Насадка уложена навалом на опорные решетки, имеющие отверстия для прохождения газа и стока жидкости.

Раствор ГАС из цеха №38 через ротаметр поступает в оросительное устройство абсорбера поз. 01/0810, расположенное в верхней части аппарата; сбросные газы поступают в нижнюю часть аппарата под слой насадки.

Жидкость равномерно орошает насадку и стекает по поверхности насадочных тел (колец Рашига) в виде тонкой плёнки вниз, растворяя в себе пары циклогексанона, содержащиеся в сбросных газах.

Очищенный от анона газ сверху колонны по трубопроводу выводится в атмосферу. Для улучшения рассеивания отходящих газов и создания азотной подушки (для предотвращения достижения взрывоопасной концентрации анона) в линию выхлопов из абсорбера поз. 01/0810 подается азот. Контроль подачи азота осуществляется по манометру, расположенному на линии подачи азота в колонну. Контроль содержания анона в отходящих газах осуществляется санлабораторией ЦЛ.

Из абсорбера поз. 01/0810 ГАС, с растворённым в нём аноном, самотеком через фонарь поступает в реактор 01/0150. Контроль отходящего потока осуществляется визуально по фонарю.

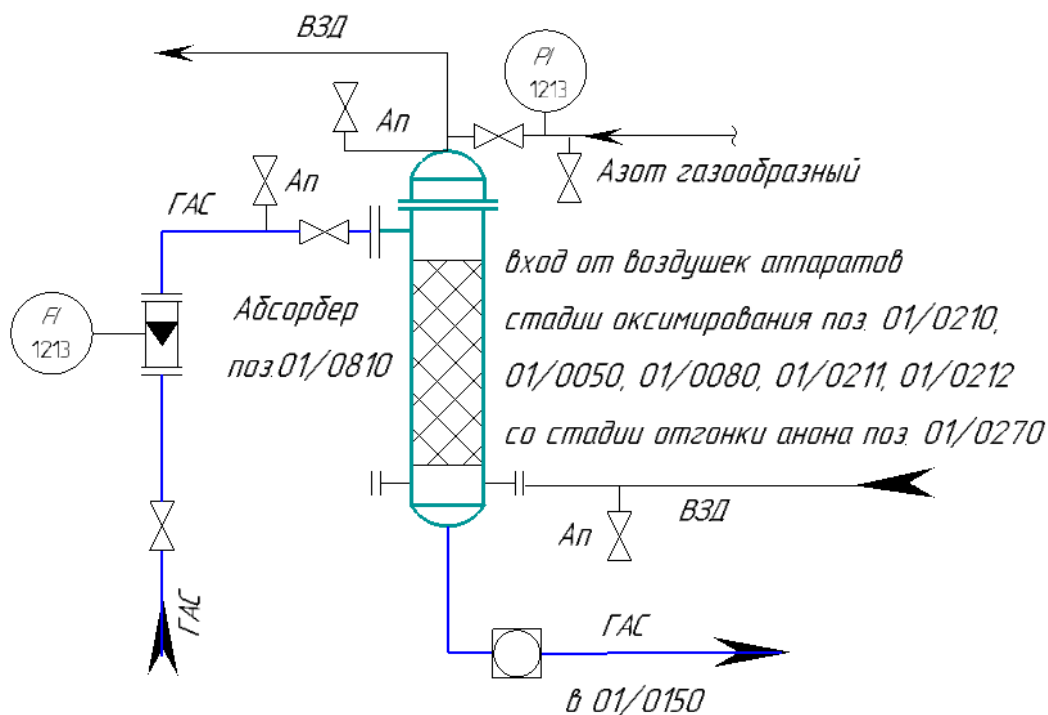


Рисунок 7 - Схема очистного устройства

Режим работы абсорбера - постоянный. Отключение абсорбера из экономических соображений или по другим причинам, не предусмотренным технологическим процессом, запрещается.

Трубопроводы коллектора воздушшек 2 степени окисливания находится под обогревом в результате парообразования экзотермической реакции. В коллектор воздушшек 2 степени входят аппараты 01/0150, линия перелива 01/150 – 01/0160, 01/0160, 01/0165, линия перелива 01/160 – 01/0170, 01/0170, коллектор воздушшек аппаратов 01/0180, 01/0185, 01/181, 01/0730 отделен от общего коллектора 2 степени и не тот и другой коллектора не имеют газоочистного оборудования на выходе воздушшек в

атмосферу в виде абсорбера выделение паров полупродукта циклогексанооксида в атмосферу составляет до 5 мг/дм^3 (по регламенту) и до 6000 мг/дм^3 (не по регламенту) при соотношении по нагрузке циклогексанона.

Таблица 7 - Технические характеристики установки

Технические характеристики 01/0810	
Тип аппарата	Абсорбер насадочный поверхностный
Габариты аппарата	$D = 600 \text{ мм}$, $H = 4240 \text{ мм}$
Объём	$V = 1,2 \text{ м}^3$
Давление максимальное в аппарате	$P_{\text{макс}} = 0,004 \text{ МПа}$
Температура рабочая максимальная	$T_{\text{раб макс}} = 88 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Рабочая среда в аппарате	Раствор ГАС, воздух со следами анона и оксима
Потребление вспомогательных материалов	Замена прокладочных материалов, колец Рашига периодическая при ремонте или капремонте
Образование стоков	При работе абсорбера стоки не образуются
Образование отходов	Отработанные кольца Рашига

2.4 Материальный баланс абсорбера с ГАС абсорбентом при нагрузке $14 \text{ м}^3/\text{ч}$ по циклогексанону

Таблица 8 - Состав газа, в % об

Номер	Вещество	% об
1	NH_3	20,2
2	H_2SO_4	20,1
3	$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$	39,3
4	Воздух	20,4

Объём (количество) конвертированного газа – $0,011 \text{ м}^3/\text{с}$ при нагрузке $6 \text{ м}^3/\text{ч}$ по анону (при нагрузке $14 \text{ м}^3/\text{ч}$ – $0,042 \text{ м}^3/\text{с}$). Концентрация гидроксиламинсульфата (ГАС) принимается равной 96 % [20].

Температурный режим выбран на основе технологического регламента.

Температура газа:

1. при входе в абсорбер - 40 °С;
2. при выходе из абсорбера - 20 °С.

Температура ГАС:

1. при входе в абсорбер - 45 °С;
2. при выходе из абсорбера - 40 °С.

Расчет проводится в следующей последовательности [11].

Определим количество и состав поступающего на очистку конвертированного газа:

$$V_i = (V \cdot n_i) / 100, \quad (2.4.1)$$

где V_i - объем расхода газовой смеси, м³/ч;

V - объем расхода компонента газовой смеси, м³/с;

n_i - концентрация компонента газовой смеси, % об.

$$m_i = \frac{V_i \cdot M_i}{22.4}, \quad (2.4.2)$$

где m_i - расход по массе компонента газовой смеси, м³/с;

V_i - объем расхода компонента газовой смеси, м³/с;

M_i - масса (молярная) компонента газовой смеси, кг/кмоль.

Подставим данные из таблицы 8 в формулы (2.4.1), (2.4.2) [16]:

Аммиак:

$$V_{NH_3} = \frac{0,036 \cdot 20,2}{100} = 0,007272 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m_{NH_3} = \frac{0,007272 \cdot 17}{22,4} = 0,005518 \text{ кг/с}$$

Серная кислота:

$$V_{H_2SO_4} = \frac{0,036 \cdot 20,1}{100} = 0,007236 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m_{H_2SO_4} = \frac{0,007236 \cdot 98}{22,4} = 0,031652 \text{ кг/с}$$

Циклогексанон:

$$V_{C_6H_{10}O} = \frac{0,036 \cdot 39,3}{100} = 0,014148 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m_{C_6H_{10}O} = \frac{0,014148 \cdot 98}{22,4} = 0,061897 \text{ кг/с}$$

Воздух:

$$V_{\text{возд}} = \frac{0,036 \cdot 20,4}{100} = 0,007344 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m_{\text{возд}} = \frac{0,007344 \cdot 29}{22,4} = 0,009507 \text{ кг/с}$$

Данные расчета технологического газа представим в таблице 9. Баланс по циклогексанону составим при содержании $C_6H_{10}O$ в очищенном газе равным 12 % об. согласно нагрузки по анону [20].

Составим пропорцию с учетом этого допущения:

$$0,035568 - 88$$

$$x - 12,$$

Тогда

$$x = \frac{0,035568 \cdot 12}{88} = 0,00198$$

$$0,0014148 - 0,00198 = 0,012168$$

Подставим данные в формулу (2.4.2):

$$m_{C_6H_{10}O} = \frac{0,012168 \cdot 98}{22,4} = 0,053235 \text{ кг/с}$$

Количество циклогексанона в уходящем конвертированном газе:
 $0,061897 - 0,053235 = 0,008662 \text{ кг/с}$

Баланс по аммиаку при допущении содержания NH_3 в очищенном газе равным 9,2 % об. согласно регламента [2].

Составим пропорцию с учетом этого допущения:

$$\begin{array}{rcl} 0,036 & - & 90,8 \\ x & - & 9,2, \end{array}$$

Тогда

$$x = \frac{0,032688 \cdot 9,2}{90,8} = 0,003312$$

$$0,007272 - 0,003312 = 0,00396$$

Подставим данные в формулу (2.4.2):

$$m_{NH_3} = \frac{0,00396 \cdot 7}{22,4} = 0,003 \text{ кг/с}$$

Количество аммиака в уходящем конвертированном газе: $0,005518 - 0,002811 = 0,002707 \text{ кг/с}$

Баланс по серной кислоте при допущении содержания H_2SO_4 в очищенном газе равным 6,1 % об. согласно регламента [2].

Составим пропорцию с учетом этого допущения:

$$\begin{array}{rcl} 0,0033804 & - & 93,9 \\ x & - & 6,1, \end{array}$$

Тогда

$$x = \frac{0,033804 \cdot 6,1}{93,9} = 0,002196$$

$$0,007236 - 0,002196 = 0,00504$$

Подставим данные в формулу (2):

$$m_{H_2SO_4} = \frac{0,00504 \cdot 98}{22,4} = 0,02205 \text{ кг/с}$$

Количество серной кислоты в уходящем конвертированном газе:
 $0,031652 - 0,02205 = 0,009602 \text{ кг/с}$

Таблица 9 - Состав технологического газа

Приход				Расход			
Неочищенный газ	м ³ /с	% об.	кг/с	Очищенный газ, м ³ /ч	м ³ /с	% об.	кг/с
NH_3	0,007272	20,2	0,005518	NH_3	0,003312	9,2	0,002707
H_2SO_4	0,007236	20,1	0,031652	H_2SO_4	0,002196	6,1	0,009602
$C_6H_{10}O$	0,014148	39,3	0,061897	$C_6H_{10}O$	0,00198	12	0,008662
Воздух	0,007344	20,4	0,00952	Воздух	0,028512	72,7	0,085345
Газ перед очисткой	0,036	100	0,108587	Очищенный газ	0,036	100	0,061732

Определим расход ГАС раствора для поглощения $0,012168 \text{ м}^3/\text{с}$ циклогексанона.

Способность раствора к поглощению, выражаемая отношением моль циклогексанона на 2 моля ГАСа [17]. Обозначим степень поглощения ГАСа:

на выходе – $0,8 \text{ кмоль } C_6H_{10}O / 1,8 \text{ кмоль ГАС}$;

на входе – $1,8 \text{ кмоль } C_6H_{10}O / 1,8 \text{ кмоль ГАС}$,

В результате средняя степень поглощения составит:

$$1,8 - 0,8 = 1 \text{ кмоль } C_6H_{10}O / 1,8 \text{ кмоль ГАС}.$$

Определим количество ГАС для поглощения $0,012168 \text{ м}^3/\text{с}$ циклогексанона. Составим пропорцию:

$$1 \text{ кмоль } C_6H_{10}O \text{ ————— } 1,8 \text{ кмоль ГАС}$$

$$\frac{0,053235}{98} \text{ кмоль } \text{C}_6\text{H}_{10}\text{O} \text{ ————— } x \text{ кмоль ГАС}$$

Тогда:

$$x = \frac{0,053235 \cdot 1,8}{98 \cdot 1} = 0,00097 \text{ кмоль}$$

Мольная масса ГАС - 164 кг/кмоль, тогда масса 100 % ГАС раствора составит:

$$m_{\text{ГАС}(100\%)} = 164 \cdot 0,00097 = 0,15908 \text{ кг/с}$$

Количество 96 % ГАС раствора:

$$m_{\text{ГАС}(96\%)} = \frac{0,15908 \cdot 96}{100} = 0,1527 \text{ кг/с}$$

Количество насыщенного ГАС раствора составит:

$$m_{\text{ГАСнас.}} = m_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}} + m_{\text{ГАС}(96\%)} \quad (2.4.3)$$

Подставим данные в формулу (2.4.3):

$$m_{\text{ГАСнас.}} = 0,053235 + 0,1527 = 0,205935 \text{ кг/с.}$$

Представим результаты расчета в таблице 10.

Степень очистки по циклогексанону до 6 м³/ч по продукту циклогексанон равна 0,05% согласно регламента производства капролактама №37.

Таблица 10 - Материальный баланс абсорбера

Приход			Расход		
Наименование	кг/с	%, масс.	Наименование	кг/с	%, масс.
Неочищенный газ	0,108587		Очищенный газ	0,061732	
NH_3	0,005518	20,2	NH_3	0,002707	9,2
H_2SO_4	0,031652	20,1	H_2SO_4	0,009602	6,1
$C_6H_{10}O$	0,061897	39,3	$C_6H_{10}O$	0,008662	12
Воздух	0,00952	20,4	Воздух	0,085345	72,7
Итого	0,108587	100,0	Итого	0,061732	100,0
ГАС	0,15908		ГАС	0,205935	
Итого	0,267667	100,0	Итого	0,267667	100,0

Следуя из соображений эффективности работающей насадки делается вывод, что в связи с увеличением нагрузки по основному продукту циклогексанону до $14 \text{ м}^3/\text{ч}$ выброс по циклогексанону увеличен на 12 %. Исходя из этих соображений необходимо провести сравнительные расчеты эффективности применяемой насадки.

«При выборе эффективности работы абсорбера скорость газовой фазы должна быть близка к скорости захлебывания и высокой поверхностью массообменности. Известно, что эффективность работы насадки типа «седло» на 20 – 25 %, выше типа «кольцо», кольца Палля эффективней, чем кольца Рашига. Эффективность насадки типа «седла Инталлокс» выше, чем «седла Берля»» [14].

В рассматриваемой установке используются в качестве насадки керамические кольца Рашига засыпанные внавал. «Размером 5050X5, насадки из таких колец имеют следующие характеристики (таблица 16)» [27].

Для расчета более лучшей эффективности работы насадки, выбор пал на керамические «седла Интеллокс» размером 38. «Они обладают большой удельной поверхностью ($195 \text{ м}^2/\text{м}^3$), большим свободным объемом ($0,81 \text{ м}^3/\text{м}^3$), и широкими пределами плотности орошения и эквивалентным

диаметром $d_3 = 0,017$, плотности насадок на $1 \text{ м}^3 - 25\ 000$ к их массе 480 кг » [26].

Таблица 11 - Таблица характеристик насадок

Насадки	$\sigma[\text{м}^2/\text{м}^3]$	$V_{\text{св}}[\text{м}^3/\text{м}^3]$	$d_3[\text{м}]$	$\varepsilon[\text{кг}/\text{м}^3]$	число шт. в 1м^3
Керамические кольца «Рашига»					
50X50X5	110	0,735	0,027	650	8500
80X80X8	80	0,72	0,036	670	2200
100X100X10	60	0,72	0,048	670	1050
Пластиковые седла «Инталлокс»					
25	200	0,9	0,009	91	229000
38	178	0,92	0,012	72	84000
50	105	0,93	0,017	60	25000

Плотность орошения и активная поверхность насадки

Рассчитаем плотность орошения и активную поверхность насадки для существующих заданных параметров работы абсорбера. Диаметр аппарата рассчитан исходя из рабочих критериев $0,6 \text{ м}$, расход абсорбента $1,3 \text{ м}^3/\text{ч}$, абсорбент - гидроксиламинсульфат $(\text{NH}_2\text{OH})_2\text{SO}_4$ плотность $1,86 \text{ г}/\text{см}^3$.

Плотность орошения рассчитываем по формуле:

$$U = \frac{L}{\rho_x \cdot 0,785 \cdot S} \quad (2.4.4)$$

где S - плотность поперечного сечения абсорбера, м^2 .

$$S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,6^2}{4} = 0,2826 \text{ м}^2 \quad (2.4.5)$$

Подставим значения в формулу (2.4.4):

$$U = \frac{67,16}{186000 \cdot 0,785 \cdot 0,2826} = 0,001627 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$$

«При плотности орошения выше $0,003 - 0,005 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$ вся поверхность насадки считается смоченной, в данном случае не вся поверхность, но не вся

смоченная поверхность активно участвует в массообмене. Коэффициент активности насадки зависит от вида насадки, способа ее укладки (регулярная или навал), плотности орошения и способа подачи орошения» [4]. Минимальная эффективная плотность орошения рассчитывается по формуле:

$$U_{\min} = a \cdot q_{\text{эф}} \quad (2.4.6)$$

где $q_{\text{эф}} = 0,022 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$

Подставим и получим:

Кольца Рашига:

$$U_{\min} = 110 \cdot 0,022 \cdot 10^{-3} = 0,002 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$$

Для сравнения:

Седла «Инталлокса»:

$$U_{\min} = 195 \cdot 0,022 \cdot 10^{-3} = 0,0042 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$$

Активная поверхность насадки:

$$\phi_a = \frac{3600 \cdot U}{a \cdot (p + 3600 \cdot q \cdot U)} \quad (2.4.7)$$

где p и q - коэффициенты, зависящие от типа насадки.

Подставив численные значения в формулу (2.4.7) получим:

Кольца Рашига:

$$\phi_a = \frac{3600 \cdot 16,27 \cdot 10^{-4}}{110 \cdot (6,67 \cdot 10^6 + 3600 \cdot 12 \cdot 10^3 \cdot 16,27 \cdot 10^{-4})} = 0,000000789$$

Активная поверхность насадки не эффективна в результате чего происходит проскок циклогексанона.

3 Предлагаемая схема подачи отработанного воздуха в абсорбер и его очистки

3.1 Предлагаемая технологическая схема подачи отработанного воздуха в скруббер и его очистки

Коллектор воздушных масс второй степени окисления не очищает отработанный воздух 2 степени окисления, поэтому для очистки сбросных газов за основу возьмем абсорбер позиции 01/0810 который предназначенный для очистки сбросных газов стадии окисления и стадии отгонки анона из раствора СА от содержащихся в них паров циклогексанона.

Сбросные газы в абсорбер позиции 01/0810 поступают из системы воздушных масс стадии окисления 1 и 2 степени и стадии отгонки анона. Поглощение (абсорбция) паров циклогексанона и циклогексанооксида из газовых смесей в абсорбере производится не водным раствором ГАС $(\text{NH}_2\text{OH})_2\text{SO}_4$, а водным раствором 28 – 32 % сульфата аммония $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$.

Раствор 28 – 32 % сульфата аммония $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ через ротаметр поступает в оросительное устройство абсорбера позиции 01/0810, расположенное в верхней части аппарата; сбросные газы поступают в нижнюю часть аппарата под слой насадки. Насадка уложена навалом на решетки, имеющие отверстия для прохождения газа и жидкости.

Раствор равномерно орошает насадку и стекает по поверхности насадочных тел (седл Инталлокса) в виде тонкой плёнки вниз, растворяя в себе пары циклогексанона и циклогексанооксида, содержащиеся в сбросных газах.

Очищенный от анона и оксида газ сверху колонны по трубопроводу выводится в атмосферу. Для улучшения рассеивания отходящих газов и создания азотной подушки (для предотвращения достижения взрывоопасной концентрации анона и оксида) в линию выхлопов из абсорбера поз. 01/0810

подается азот. Контроль подачи азота осуществляется по манометру, расположенному на линии подачи азота в колонну. Контроль содержания анона и оксима в отходящих газах осуществляется санлабораторией ЦЛ.

Из абсорбера позиции 01/0810 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, с растворённым в нём аноном и оксимом, самотеком через фонарь поступает в реактор 01/0150. Контроль отходящего потока осуществляется визуально по фонарю.

В результате этого в коллектор «воздушного дыхания» стадии оксимирования будут входить воздушки аппаратов 01/0150, линия перелива 01/150 – 01/0160, 01/0160, 01/0165, линия перелива 01/160 – 01/0170, 01/0170, коллектор воздушок аппаратов 01/0180, 01/0185, 01/181, 01/0730, 01/0080, 01/0085, 01/0200, 01/0215, 01/0210, 01/0211, 01/0212, 01/0050.

«Важно понимать, что схема работы абсорбера противоточная (рисунок 8), газ проходит через абсорбер снизу вверх, а жидкость сверху вниз. При противотоке уходящий газ соприкасается со свежим абсорбентом, над которым парциальное давление поглощаемого компонента равно нулю, и достичь полного извлечения компонента из газа более вероятно. Кроме того, при противотоке достигается более высокая степень насыщения поглотителя извлекаемым компонентом, это приводит к уменьшению расхода абсорбента» [12].

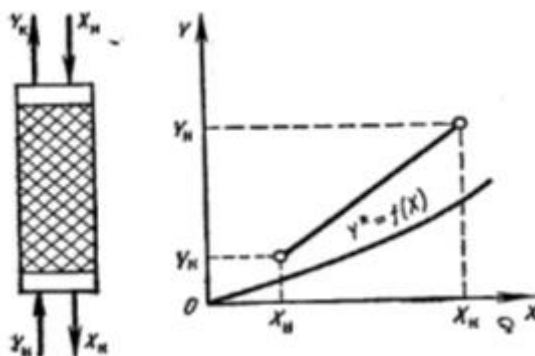


Рисунок 8 - Схема противоточной абсорбции

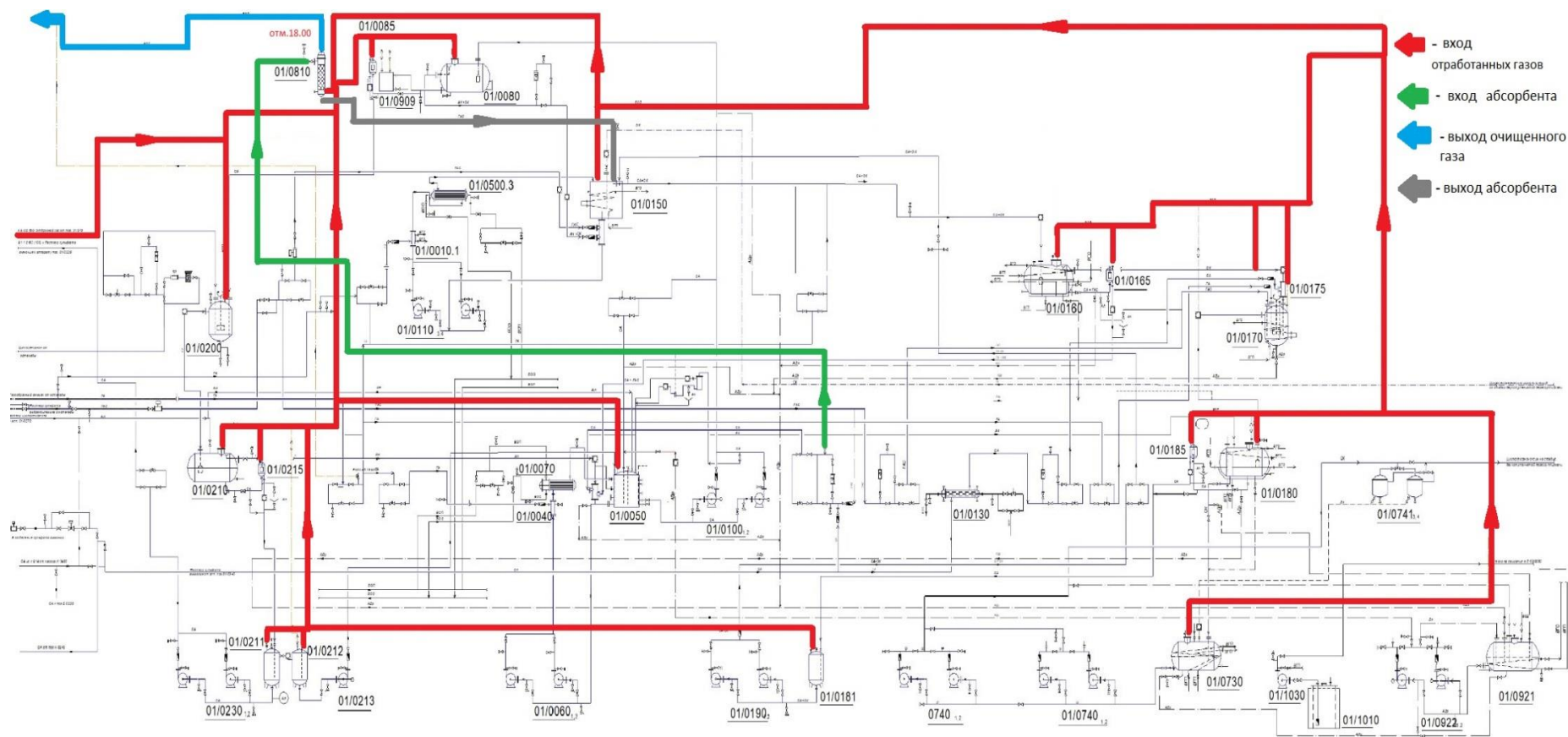


Рисунок 9 - Схема подачи отработанного воздуха (газа) с 1 и 2 степени оксимирования

3.2 Расчет абсорбера для предлагаемой схемы «воздушного дыхания» с абсорбентом СА

Произведем расчет аппарата согласно предлагаемой схемы «воздушного дыхания» стадии окисмирования (рисунок 9) для насадки «Инталлокса» необходимого для улавливания отработанного газа с содержанием циклогексанона и циклогексанооксида сульфатом аммония (СА). Исходные данные:

1. Количество перерабатываемой смеси – $V = 0,042 \text{ м}^3/\text{с}$.
2. Начальная концентрация $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O} + \text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}$ в газовой смеси – $\bar{y}_\text{н} = 49,3 \text{ масс. \%}$.
3. Конечная концентрация $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O} + \text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}$ в газовой смеси – $\bar{y}_\text{к} = 0,5 \text{ масс. \%}$.
4. Избыток абсорбента 10%, $\varepsilon = \frac{100+10}{100} = 1,1$.
5. Давление абсорбции – $\text{П} = 101,325 \text{ кПа}$.
6. Температура абсорбции – $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$.
7. Начальная концентрация $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O} + \text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}$ в абсорбенте – $\bar{x}_\text{н} = 0 \text{ масс. \%}$.

Определение количества поглощаемого циклогексанона и циклогексанооксида заключается в следующем.

Количество поглощаемого циклогексанона ($\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$) определяется по формуле:

$$G_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}} = \frac{V \cdot y_\text{н} \cdot M_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O} + \text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}} \cdot \alpha}{22,4}, \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (3.2.1)$$

«где $y_\text{н}$ – начальная концентрация $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O} + \text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}$ в газе,

выраженная молях, $\frac{\text{кмоль } \text{C}_6\text{H}_{10}\text{O} + \text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}}{\text{кмоль смеси}}$;

$M_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}$ – молекулярная масса $C_6H_{10}O$ и $C_6H_{10}NOH$,
 $\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$;

α – коэффициент извлечения $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$; 22,4 – объем, занимаемый 1 кмоль газа м^3 » [1].

Начальная концентрация $C_6H_{10}O$ в газовой смеси определяется по формуле:

$$y_H = \frac{\frac{\overline{y}_H}{M_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}}}{\frac{\overline{y}_H}{M_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}} + \frac{100 - \overline{y}_H}{M_{\text{возд}}}}, \frac{\text{кмоль } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кмоль смеси}}, \quad (3.2.2)$$

«где $\overline{y}_H = 49,3$ масс. % - начальная концентрация $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в газе; молекулярная масса $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ - $M_{C_6H_{10}O} = 211 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ и молекулярная масса воздуха - $M_{\text{возд}} = 29 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$ » [1].

$$y_H = \frac{\frac{49,3}{211}}{\frac{49,3}{211} + \frac{100 - 49,3}{29}} = 0,11, \frac{\text{кмоль } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кмоль смеси}}$$

Коэффициент извлечения $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ рассчитывается по формуле [15]:

$$\alpha = \frac{\overline{y}_H - \overline{y}_K}{\overline{y}_H}, \quad (3.2.3)$$

$$\alpha = \frac{49,3 - 0,5}{49,3} = 0,989.$$

Тогда количество поглощаемого $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ равно:

$$G_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH} = \frac{0,042 \cdot 0,11 \cdot 211 \cdot 0,989}{22,4} = 0,043 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Определение расхода сульфата аммония

Расход сульфата аммония определяется по формуле [15]:

$$L = \frac{G_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH} \cdot \varepsilon}{\bar{X}_K^* - \bar{X}_H}, \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (3.2.4)$$

где $\bar{X}_H, \bar{X}_K^*$ – начальная и конечная концентрации $M_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}$ в абсорбенте, выраженные в относительных массовых единицах, $\frac{\text{кг } C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}{\text{кг } (NH_4)_2SO_4}$ ($\bar{X}_H = 0$) [15].

Конечная концентрация $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в абсорбенте определяется по формуле:

$$\bar{X}_K^* = \frac{M_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH} \cdot x_K^*}{M_{(NH_4)_2SO_4} \cdot (1 - x_K^*)}, \frac{\text{кг } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кг } (NH_4)_2SO_4}, \quad (3.2.5)$$

где x_K^* - мольная доля $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в абсорбенте, равновесная с начальной концентрацией $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в газе, $\frac{\text{кг } C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}{\text{кг } (C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH + (NH_2OH)_2SO_4)}$; определяется по формуле [15]:

$$x_K^* = \frac{y_H \cdot P}{K}, \frac{\text{кг } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кг } (C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH + (NH_4)_2SO_4)}, \quad (3.2.6)$$

«где K – коэффициент Генри для водных растворов. Для водного раствора $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ при $t = 20^\circ\text{C}$ коэффициент Генри $K = 29868 \text{ мм рт.ст.} = 4995 \text{ кПа}$;
 P – давление абсорбции = $101,325 \text{ кПа}$ » [13].

Определяем равновесную мольную долю $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в абсорбенте по формуле [13]:

$$x_K^* = \frac{0,11 \cdot 101,325}{4995} = 0,0223, \frac{\text{кмоль } C_6H_{10}O}{\text{кмоль } (C_6H_{10}O + (NH_4)_2SO_4)}.$$

Определяем конечную равновесную концентрацию $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в абсорбенте по формуле:

$$\overline{X}_K^* = \frac{211 \cdot 0,0223}{132 \cdot (1 - 0,0223)} = 36,45 \cdot 10^{-3}, \frac{\text{кг } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кг } (NH_4)_2SO_4}$$

Определяем расход абсорбента по выражению:

$$L = \frac{G_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} \cdot \varepsilon}{\overline{X}_K^* - \overline{X}_H} = \frac{0,043 \cdot 1,1}{36,45 \cdot 10^{-3}} = 1,29 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Действительная концентрация $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в абсорбенте на выходе из абсорбера определяется по формуле [13]:

$$\overline{X}_K = \frac{G_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}}{L}. \quad (3.2.7)$$

Тогда действительная концентрация $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в абсорбенте на выходе из абсорбера составит [13]:

$$\overline{X}_K = \frac{0,043}{1,29} = 0,033 \frac{\text{кг } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кг } (NH_4)_2SO_4}.$$

Определение диаметра абсорбера

Выбираем материал и тип насадки исходя из понятий эффективности работы насадки, самые эффективные седла «Инталлокса».

Пластиковые седла «Инталлокса» размером 38 мм [10]:

1. Удельная поверхность насадки – $\sigma = 178 \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$.
2. Свободный объем насадки – $V_{\text{св}} = 0,92 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$.
3. Масса всей насадки – $G_{\text{нас}} = 72 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.
4. Эквивалентный диаметр насадки – $d_3 = \frac{4 \cdot V_{\text{св}}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,92}{178} = 0,02 \text{ м}$.

«Расчет производим для работы при оптимальном гидродинамическом режиме. Рабочую скорость газа в абсорбере можно определить, используя критериальную зависимость» [18]:

$$Re'_y = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \left(\frac{G_y}{L} \right)^{0,43}. \quad (3.2.8)$$

Скорость газа определяется по формуле [18]:

$$w = \frac{Re'_y \cdot \mu_y}{d_3 \cdot \rho_y},$$

где μ_y – вязкость газовой смеси при рабочих условиях, Па · с.

Определение рабочей скорости газа по формуле [18]:

$$w = (0,6 \div 0,85) \cdot w_0, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

«Скорость газа, соответствующая возникновению режима эмульгирования w_0 (полное сечение колонны), определяется по формуле» [18]:

$$\lg \left[\frac{\omega_0^2 \cdot \sigma \cdot \rho_y \cdot \mu_x^{0,16}}{g \cdot V_{CB}^3 \cdot (\rho_x - \rho_y)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{L}{G_y} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y} \right)^{0,125} \quad (3.2.9)$$

«где ρ_y – средняя плотность газовой фазы при рабочих условиях, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

μ_x – вязкость $(NH_4)_2SO_4$ при рабочих условиях, $\text{мПа} \cdot \text{с}$;

ρ_x – плотность $(NH_4)_2SO_4$ при рабочих условиях, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

L – расход абсорбента, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$; G_y – расход газа, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$ » [18].

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле [18]:

$$\rho_y = \rho_{\text{см}}^{\text{ср}} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0}, \quad (3.2.10)$$

где $\rho_{\text{см}}^{\text{ср}}$ – средняя плотность газовой смеси при рабочих условиях, кг/м^3 ;

$T_0 - 0^\circ \text{C} = 273 \text{ K}$;

T – температура, K ;

$P_0 = 760 \text{ мм рт.ст.} = 101300 \text{ Па}$.

«Перед тем как определить среднюю плотность газовой фазы при рабочих условиях, следует рассчитать конечную концентрацию $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в газовой смеси, выраженную в мольных долях, по формуле» [18]:

$$y_k = \frac{\frac{\bar{y}_k}{M_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}}}{\frac{\bar{y}_k}{M_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}} + \frac{100 - \bar{y}_k}{M_{\text{возд}}}} \cdot \frac{\text{кмоль } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кмоль смеси}}, \quad (3.2.11)$$

«где $\bar{y}_k = 0,5 \text{ масс. \%}$ – конечная концентрация $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в смеси» [18];

$$y_k = \frac{\frac{0,5}{211}}{\frac{0,5}{211} + \frac{100 - 0,5}{29}} = 0,00068 \frac{\text{кмоль } C_6H_{10}O}{\text{кмоль смеси}}.$$

«Концентрация $C_6H_{10}O$ в нижней и верхней части колонны будет определяться как $y_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}^{cp} = 0,16$; $y_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}^B = y_k$ » [18].

Средняя концентрация $C_6H_{10}O$ определяется по формуле [18]:

$$y_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}^{cp} = \frac{y_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}^H + y_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}^B}{2}; \quad (3.2.12)$$

$$y_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}^{cp} = \frac{0,11 + 0,00068}{2} = 0,05.$$

Средняя концентрация воздуха определяется по формуле [18]:

$$y_{возд}^{cp} = 1 - y_{C_6H_{10}O}^{cp}; \quad (3.2.13)$$

$$y_{возд}^{cp} = 1 - 0,05 = 0,95.$$

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле [18]:

$$\begin{aligned} \rho_{см}^{cp} &= \rho_{C_6H_{10}O} \cdot \rho_{C_6H_{10}O}^{cp} + \rho_{возд} \cdot \rho_{возд}^{cp} \\ &= \frac{M_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}}{22,4} \cdot \rho_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}^{cp} + \frac{M_{возд}}{22,4} \cdot \rho_{возд}^{cp}; \end{aligned} \quad (3.2.14)$$

$$\rho_{см}^{cp} = \frac{211}{22,4} \cdot 0,05 + \frac{29}{22,4} \cdot 0,95 = 1,69 \frac{кг}{м^3}.$$

Подставляем полученные значения в формулу:

$$\rho_y = \rho_{см}^{cp} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} = 1,69 \cdot \frac{273 \cdot 101,325}{293 \cdot 101,325} = 1,57.$$

Средняя молекулярная масса газовой смеси определяется по формуле [18]:

$$M_{\text{см}} = M_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}+\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}} \cdot y_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}+\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}}^{\text{ср}} + M_{\text{возд}} \cdot \rho_{\text{возд}}^{\text{ср}} \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}; \quad (3.2.15)$$

$$M_{\text{см}} = 211 \cdot 0,05 + 29 \cdot 0,95 = 38,1 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Расход газа определяется по формуле:

$$G_y = \frac{V \cdot M_{\text{см}}}{22,4}, \frac{\text{кг}}{\text{с}}; \quad (3.2.16)$$

$$G_y = \frac{0,042 \cdot 38,1}{22,4} = 0,071 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Вязкость газовой смеси при рабочих условиях определяется по формуле [18]:

$$\mu_y = \frac{M_{\text{см}}}{\frac{M_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}+\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}}}{\mu_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}+\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}}} \cdot y_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}+\text{C}_6\text{H}_{10}\text{NOH}}^{\text{ср}} + \frac{M_{\text{возд}}}{\mu_{\text{возд}}} \cdot y_{\text{возд}}^{\text{ср}}}, \quad (3.2.17)$$

где $\mu_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}} = 4,3 \cdot 10^{-3} \text{Па} \cdot \text{с}$; $\mu_{\text{возд}} = 0,019 \cdot 10^{-3} \text{Па} \cdot \text{с}$ – коэффициенты динамической вязкости соответственно $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}$, воздуха при температуре абсорбции $t = 20^\circ \text{C}$ [13].

$$\mu_y = \frac{38,1}{\frac{211}{4,3 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,05 + \frac{29}{0,019 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,95} = 0,0262 \cdot 10^{-3} \text{Па} \cdot \text{с}$$

Поставим соответствующие значения в формулу [18]:

$$\lg \left[\frac{\omega_0^2 \cdot 178 \cdot 1,57 \cdot 2,394^{0,16}}{9,81 \cdot 0,92^3 \cdot (1172 - 1,57)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{0,043}{1,29} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,57}{1172 - 1,57} \right)^{\frac{1}{8}}$$

откуда $w_0 = 0,13 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Рабочая скорость газа определяется по выражению [18]:

$$w = 0,8 \cdot 0,13 = 0,1 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Расход смеси при рабочих условиях определяется по формуле [18]:

$$V' = V \cdot \frac{P_0 \cdot T}{P \cdot T_0}; \quad (3.2.18)$$

где $P_0 = 101300 \text{ Па}$, $T_0 = 273 \text{ К}$ [13].

$$V' = 0,042 \cdot \frac{101300 \cdot 293}{101300 \cdot 273} = 0,045 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}. \quad (3.2.19)$$

Диаметр абсорбера определяется по формуле [18]:

$$D'_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V'}{\pi \cdot w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,045}{3,14 \cdot 0,1}} = 0,573 \text{ м} \quad (3.2.20)$$

По каталогу принимаем стандартную колонну диаметром $D_k = 600 \text{ мм}$ [10].

Действительная скорость потока газа определяется по формуле [18]:

$$w_d = \left(\frac{D'_k}{D_k} \right) \cdot w, \frac{\text{м}}{\text{с}}, \quad (3.2.21)$$

$$w_d = \left(\frac{0,573}{0,6} \right) \cdot 0,1 = 0,095 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Определяем плотность орошения по формуле [18]:

$$U = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} \cdot 0,785 \cdot D_{\text{к}}^2} = \frac{1,29}{1172 \cdot 0,785 \cdot 0,6^2} = 0,0038 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} = 13,68 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}$$

$$U_{\text{опт}} = 5 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}};$$

$$(U = 13,68) > (U_{\text{опт}} = 5).$$

Так как $U > U_{\text{опт}}$, принимаем выбранную насадку – пластиковые седла «Инталлокса» размером 38.

Классы химической стойкости пластиков насадок

Классы химической стойкости пластиков:

1. Класс 1 – высокий уровень химической стойкости (антикоррозионной) всех материалов данной группы к воздействию рабочей среды в указанных условиях рабочего режима;

2. Класс 2 - ограниченный уровень химической стойкости всех материалов данной группы, т.е. материалы частично подвержены воздействию рабочей среды; их возможный период эксплуатации сокращается. Рекомендуется выбрать материал более высокого уровня стойкости;

3. Класс 3 - отсутствие химической стойкости у всех материалов данной группы, т. е. материалы подвержены воздействию транспортируемой жидкости и использовать их невозможно.

Таблица 12 – Стойкость пластиков к коррозии

Наименование среды	Химическая формула		T, °C	UP VC	P E	P P	P V D F	P V C C	N B R	E P D M	P M	P T FE
Циклогексанон	C ₆ H ₁₀ O	100	20	3	1	2	1	3	3	2	3	1
Сульфат Аммония	(NH ₄) ₂ SO ₄	40	20	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Циклогексаноно ксим	C ₆ H ₁₀ NOH	100	20	3	1	2	1	3	3	2	3	1

Таблица 13 – Виды пластиков

Код	Наименование материала	Макс. температура, °С
U-PVC	непластифицированный поливинилхлорид	60°
PE 100	полиэтилен высокой плотности	60°
PP-H 100	полипропилен	100°
PVDF	поливинилиденфторид	140°
C-PVC	хлорированный поливинилхлорид	100°
NBR	бутадиенакрилатный каучук	100°
EPDM	этиленпропиленовый сополимер	140°
FPM	винилиденфторид	180°
PTFE	политетрафторэтилен (тефлон)	250°

«Таблицы с данными по химической стойкости составлены на основании информации об испытаниях методом погружений, содержащейся в стандартах ISO TR 7471-1981(E), ISO TR 7472-1981(E), ISO TR 7473-1981(E), ISO TR 7474-1981(E)» [9].

Определение движущей силы внизу абсорбера

Движущая сила процесса внизу абсорбера определяется по формуле [5]:

$$\Delta P_H = P_H^{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} - P_H^{*C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} \quad (3.2.22)$$

«где $P_H^{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}$ – парциальное давление $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ на входе в абсорбер;

$P_H^{*C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}$ – парциальное давление $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в газе, равновесном с жидкостью, вытекающей из абсорбера» [7].

Парциальное давление $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ на входе в абсорбер определяется по формуле [5]:

$$P_H^{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH} = y_H \cdot P; \quad (3.2.23)$$

$$P_H^{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH} = 0,11 \cdot 101,325 = 11,14 \text{ кПа.}$$

Конечная концентрация $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в жидкости, в молях, определяется по формуле [5]:

$$x_K = \frac{\frac{\bar{X}_K}{M_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}}}{\frac{\bar{X}_K}{M_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH}} + \frac{1}{M_{(NH_4)_2SO_4}}} \cdot \frac{\text{кмоль } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кмоль } (C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH + (NH_4)_2SO_4)};$$

$$x_K = \frac{\frac{0,033}{211}}{\frac{0,033}{211} + \frac{1}{132}} = 0,002 \frac{\text{кмоль } C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}{\text{кмоль } (C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH + (NH_4)_2SO_4)}.$$

Парциальное давление $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в газе, равновесном с жидкостью, определяется по формуле [5]:

$$P_H^{*C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH} = K \cdot x_K; \quad (3.2.24)$$

$$P_H^{*C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH} = 4995 \cdot 0,002 = 9,99 \text{ кПа.}$$

Тогда движущая сила внизу колонны составит [5]:

$$\Delta P_H = 11,14 - 9,99 = 1,15 \text{ кПа.}$$

Определение движущей силы сверху абсорбера

Движущая сила процесса сверху абсорбера определяется по формуле [5]:

$$\Delta P_B = P_B^{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} - P_B^{*C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}, \quad (3.2.25)$$

«где $P_B^{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}$ - парциальное давление $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в газе, выходящему вверх из абсорбера;

$P_B^{*C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}$ - парциальное давление $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в равновесном с сульфатом аммония газе» [7].

Парциальное давление $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в газе, определяется по формуле [5]:

$$P_B^{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} = y_k \cdot P; \quad (3.2.26)$$

$$P_B^{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} = 0,00068 \cdot 101,325 = 0,068 \text{ кПа.}$$

«Так как на орошение абсорбера подается сульфат аммония, то парциальное давление $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в равновесном с сульфатом аммония газе равно нулю ($P_B^{*C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} = 0$); отсюда движущая сила процесса абсорбции на верху колонны» [7]:

$$\Delta P_B = P_B^{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} - P_B^{*C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} = 0,068 - 0 = 0,068 \text{ кПа.}$$

Подставив в формулу соответствующие значения получаем среднюю движущую силу абсорбции [5]:

$$\Delta P_{cp} = \frac{\Delta P_H - \Delta P_B}{2,3 \cdot \log \frac{\Delta P_H}{\Delta P_B}} = \frac{1,15 - 0,068}{2,3 \cdot \log \frac{1,15}{0,068}} = 0,38 \text{ кПа.}$$

Определение коэффициента массопередачи

Коэффициент массопередачи $K_{\Delta P}$ определяется по формуле [3]:

$$K_{\Delta P} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{\varphi}{\beta_x}}, \quad (3.2.27)$$

где β_y - коэффициент массоотдачи для газа;

β_x - коэффициент массоотдачи для жидкости;

φ - коэффициент распределения.

Константа в этом уравнении φ определяется по формуле [3]:

$$\varphi = \frac{K \cdot M_{(NH_4)_2SO_4}}{\rho_{(NH_4)_2SO_4}}, \quad (3.2.28)$$

«где K – коэффициент Генри для водных растворов. Для водного

раствора $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ при $t = 20$ °С коэффициент Генри

$K = 29868$ мм рт.ст. = 4995 кПа [13]; Молекулярная масса и

плотность сульфата аммония: $M_{(NH_4)_2SO_4} = 132 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$;

$\rho_{(NH_4)_2SO_4} = 1172 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ » [8].

$$\varphi = \frac{4995 \cdot 132}{1172} = 562.$$

Коэффициент массоотдачи со стороны газа определяется по формуле [3]:

$$\beta_y = \frac{Nu' \cdot D_y \cdot \rho_y}{d_э \cdot P_{иг} \cdot M_{см}}, \quad (3.2.29)$$

«где D_y - коэффициент диффузии $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в воздухе при рабочих условиях;

$\rho_y = 1,57$ кг/м³- средняя плотность газовой фазы при рабочих условиях;

$d_э = 0,02$ м – эквивалентный диаметр насадки;

$P_{иг}$ – среднее парциальное давление инертного газа (в данном случае воздуха) в газовой смеси, кПа;

$M_{см} = 38,1 \frac{\text{кг}}{\text{моль}}$ – средняя молекулярная масса газовой смеси» [8].

Критерий Рейнольдса определяется по формуле [3]:

$$Re_y = \frac{4 \cdot w \cdot \rho_y}{\sigma \cdot \mu_y} = \frac{4 \cdot 0,1 \cdot 1,57}{178 \cdot 0,0262 \cdot 10^{-3}} = 1346.$$

Коэффициент диффузии при рабочих условиях определяется по формуле [3]:

$$D_y = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}}, \frac{\text{м}^2}{\text{с}}, \quad (3.2.30)$$

где $D_0 = D_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} = 7,09 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ – коэффициент диффузии газа $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в воздухе, определяется по формуле [8]:

$$D_y = 7,09 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{101,325}{101,325} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 7,79 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

«При отсутствии экспериментальных данных коэффициент (молекулярной) диффузии газа А в газе В (или газа В в газе А) может быть вычислен по формуле» [3]:

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{\frac{3}{2}}}{p \cdot \left[(V_A)^{\frac{1}{3}} + (V_B)^{\frac{1}{3}} \right]^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \frac{\text{м}^2}{\text{с}}, \quad (3.2.31)$$

«где T – температура, К;

p – давление (абсолютное), кгс/см²;

V_A и V_B – мольные объемы газов А и В, определяемые как сумма

атомных объемов элементов, входящих в состав газа (атомные объемы некоторых элементов и молярные объемы некоторых газов);

M_A и M_B - молярные массы газов А и В, кг/кмоль» [8].

Определим Критерий Прандтля по формуле [3]:

$$Pr' = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y} = \frac{0,0262 \cdot 10^{-3}}{1,57 \cdot 7,79 \cdot 10^{-6}} = 2,14. \quad (3.2.32)$$

Определим Критерий Нуссельта по формуле [3]:

$$Nu' = 0,027 \cdot 1346^{0,8} \cdot 2,14^{0,33} = 11,05. \quad (3.2.33)$$

Среднее парциальное давление инертного газа определяется по формуле [3]:

$$\begin{aligned} P_{иг} &= P - p_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} = P - y_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}^{cp} \cdot P \\ &= P \cdot (1 - y_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}^{cp}); \\ P_{иг} &= 101,325 \cdot (1 - 0,05) = 96,25 \text{ кПа}. \end{aligned} \quad (3.2.34)$$

Определяем коэффициент массоотдачи со стороны газа по формуле [3]:

$$\beta_y = \frac{11,05 \cdot 7,79 \cdot 10^{-6} \cdot 1,57}{0,02 \cdot 96,25 \cdot 38,1} = 1,84 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}},$$

Коэффициент массоотдачи со стороны жидкости (жидкостной пленки) определяется по формуле [3]:

$$\beta_x = \frac{Nu_x \cdot D_x}{d_3}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}, \quad (3.2.35)$$

«где Nu_x - критерий Нуссельта в жидкой фазе;

D_x - коэффициент диффузии $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в

$(NH_4)_2SO_4$, $\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$;

$d_3 = 0,02$ м – эквивалентный диаметр насадки» [8].

«Коэффициент диффузии $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$ в $(NH_4)_2SO_4$ $D_x = D_{C_6H_{10}O+C_6H_{10}NOH} \cdot b_{(NH_4)_2SO_4} = 0,93 \cdot 10^{-9} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$ рассчитывают по приближенной формуле при 20 °C» [3]:

$$D_x = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \cdot \sqrt{\mu} \left[(V_A)^{\frac{1}{3}} + (V_B)^{\frac{1}{3}} \right]^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (3.2.36)$$

«где D_x – коэффициент диффузии, $\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$;

A и B – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя;

μ – динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа} \cdot \text{с}$;

V_A и V_B – мольные объемы газов A и B , определяемые как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа (атомные объемы некоторых элементов и мольные объемы некоторых газов);

M_A и M_B - мольные массы газов A и B , кг/кмоль » [8].

Определяем критерии Re , Pg и Ga в жидкой фазе [3].

Критерий Рейнольдса определяем по формуле [3]:

$$Re_x = \frac{4 \cdot L}{\sigma \cdot \mu_x \cdot S_K} = \frac{4 \cdot 38,1}{178 \cdot 1,168 \cdot 10^{-3} \cdot 0,27} = 2714, \quad (3.2.37)$$

«где S_K – площадь поперечного сечения колонны, м^2 ,

$$S_K = 0,785 \cdot D_k^2 = 0,758 \cdot 0,6^2 = 0,27 \text{ м}^2 \gg [8].$$

Определим Критерий Прандтля по формуле [3]:

$$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x} = \frac{1,168 \cdot 10^{-3}}{1172 \cdot 0,93 \cdot 10^{-9}} = 1071. \quad (3.2.38)$$

Определим Критерий Галилея по формуле [3]:

$$Ga = \frac{d_H^3 \cdot \rho_x^2 \cdot g}{\mu_x^2} = \frac{0,038^3 \cdot 1172^2 \cdot 9,81}{(1,168 \cdot 10^{-3})^2} = 542 \cdot 10^6, \quad (3.2.39)$$

где d_H – размер насадки, м ($d_H = 0,038$ м) [8].

Определим критерий Нуссельта по формуле [3]:

$$Nu_x = 0,00595 \cdot 2714^{0,67} \cdot 1071^{0,33} \cdot (542 \cdot 10^6)^{0,33} = 9053 \quad (3.2.40)$$

Определим коэффициент массоотдачи жидкости [3]:

$$\beta_x = \frac{9053 \cdot 0,93 \cdot 10^{-9}}{0,02} = 429 \cdot 10^{-6} \quad (3.2.41)$$

Найдем коэффициент массоотдачи [3]:

$$K_{\Delta P} = \frac{1}{\frac{1}{1,84 \cdot 10^{-6}} + \frac{562}{429 \cdot 10^{-6}}} = 5,3 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}.$$

Определение высоты насадки и высоты абсорбера

Высоту насадки определяем по формуле [11]:

$$H_H = \frac{G_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH}}{M_{C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH} \cdot S_K \cdot \sigma \cdot K_{\Delta P} \cdot \Delta P_{cp}} = \frac{0,043}{211 \cdot 0,27 \cdot 178 \cdot 5,3 \cdot 10^{-6} \cdot 0,38} = 2,1 \quad (3.2.42)$$

Высоту абсорбера определяем по формуле [11]:

$$H_K = H_H + h_H + h_b + \left(\frac{H_H}{3 \cdot D_K} - 1 \right) \cdot h_p = 2,1 + 1,5 + 0,6 + \left(\frac{2,1}{3 \cdot 0,6} - 1 \right) \cdot 0,4 = 4,26 \text{ м}, \quad (3.2.43)$$

«где $h_H = 1,5$ – высота нижней части колонны, м;

$h_b = 0,6$ – высота верхней части колонны, м, принимается в зависимости от диаметра колонны (таблица 14);

$\left(\frac{H_H}{3 \cdot D_K} - 1 \right)$ – число разрывов между насадкой, шт.; $h_p = 0,4$ – высота разрыва, м.» [29].

«Таблица 14 – Зависимость высоты сепарационного пространства над насадкой и расстоянием между днищем колонны и насадкой от диаметра колонны» [29].

Диаметр колонны, мм	h_b , мм	h_n , мм
400 - 1000	600	1500
1200 - 2200	1000	2000
2400 и более	1400	2500

Гидравлическое сопротивление насадки

Гидродинамическое сопротивление насадки определяется по формуле [11]:

$$\Delta p = \Delta p_{op} + \Delta p_{mc}, \quad (3.2.44)$$

где Δp_{op} – сопротивление орошаемой насадки, Па; Δp_{mc} – потеря давления сопротивлений в абсорбере, Па [8].

Сопротивление орошаемой насадки определяется по формуле [11]:

$$\Delta p_{op} = H_H \cdot \left(\frac{\Delta p}{l} \right)_{\text{сн}} \cdot \left\{ 1 + A \cdot \left[\left(\frac{L}{G_y} \right)^{\frac{1}{8}} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right) \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0.2} \right]^{0.225} \right\} \quad (3.2.45)$$

«где A – коэффициент, составляет 8,4 для точки инверсии, когда $w_y = w_u$, 11,05 для точки подвисяния при $\left(\frac{w_y}{w_u} \right) = 0,85$ и 1,81 для точки торможения газа при $\left(\frac{w_y}{w_u} \right) = 0,45$;
 w_y, w_u – скорость рабочая, скорость инверсии;
 $\left(\frac{\Delta p}{l} \right)_{\text{сн}}$ – сопротивление сухой насадки на 1 м. высоты,
определяется по формуле» [30]:

$$\left(\frac{\Delta p}{l} \right)_{\text{сн}} = \lambda \cdot \frac{\sigma}{4 \cdot V_{\text{св}}^3} \cdot \frac{w^2 \cdot \rho_y}{2}, \text{Па} \cdot \text{м}. \quad (3.2.46)$$

Так как $\lambda = f \cdot (Re)$, то при $Re > 40$ коэффициент λ будет определяться по формуле [11]:

$$\lambda = \frac{16}{Re_y^{0,2}}; \quad (3.2.47)$$

$$\lambda = \frac{16}{1346^{0,2}} = 3,79$$

Сопротивление сухой насадки на 1 м. высоты составит [11]:

$$\left(\frac{\Delta p}{l} \right)_{\text{сн}} = 3,79 \cdot \frac{178 \cdot 0,1^2 \cdot 1,57}{4 \cdot 0,92^3 \cdot 2} = 1,57 \text{ Па} \cdot \text{м}$$

Сопротивление орошаемой насадки точки подвисяния [11]:

$$\Delta p_{op} = 2,1 \cdot 1,57$$

$$\cdot \left\{ 1 + 11,05 \cdot \left[\left(\frac{1,29}{0,071} \right)^{\frac{1}{8}} \cdot \left(\frac{1,57}{1172} \right) \cdot \left(\frac{1,168 \cdot 10^{-3}}{0,0262 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,2} \right]^{0,225} \right\}$$

$$= 14,18 \text{ Па.}$$

Потеря давления преодоления сопротивлений определяется по формуле [11]:

$$\Delta p_{мс} = \Delta p_{1,6} + \Delta p_{2,4,3,5}, \quad (3.2.48)$$

где $\Delta p_{1,6}$ – потеря давления сопротивлений газового потока;

$\Delta p_{2,4,3,5}$ – потеря давления преодоления сопротивлений [8].

Потеря давления на преодоление сопротивлений входа и выхода газа в абсорбере определяется по формуле [11]:

$$\Delta p_{1,6} = (\xi_1 + \xi_6) \cdot \frac{w_{\Gamma}^2 \cdot \rho_y}{2}, \quad (3.2.49)$$

где ξ_1 – коэффициент внезапного расширения;

ξ_6 – коэффициент внезапного сужения;

w_{Γ} – скорость газового потока в подводящих и отводящих газопроводах, $\frac{\text{м}}{\text{с}}$ [8].

«Скорость газового потока принимается в пределах $w_{\Gamma} = 0 \div 5 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Принимаем $w_{\Gamma} = 0,9 \text{ м/с}$, тогда диаметр газопровода по формуле» [30]:

$$D_{\Gamma} = \sqrt{\frac{G_y}{0,785 \cdot \rho_y \cdot w_{\Gamma}}} = \sqrt{\frac{0,071}{0,785 \cdot 1,57 \cdot 0,9}} = 0,072 \text{ м.} \quad (3.2.50)$$

«По ГОСТ 8732-78 выбираем трубопровод со стандартным диаметром $D_{\Gamma} = 80 \text{ мм}$ » [18].

Определяем Re_Γ – критерий Рейнольдса в газопроводах по формуле [11]:

$$Re_\Gamma = \frac{w_\Gamma \cdot D_\Gamma \cdot \rho_H}{\mu_y}. \quad (3.2.51)$$

$$Re_\Gamma = \frac{0,9 \cdot 0,08 \cdot 1,57}{0,0262 \cdot 10^{-3}} = 0,431 \cdot 10^3$$

«Соотношение площадей сечений газопровода и колонны $\frac{F_\Gamma}{F_K}$, определяем по формуле» [11]:

$$\frac{F_\Gamma}{F_K} = \frac{0,785 \cdot D_\Gamma^2}{0,785 \cdot D_K^2}. \quad (3.2.52)$$

$$\frac{F_\Gamma}{F_K} = \frac{0,785 \cdot 0,08^2}{0,785 \cdot 0,6^2} = 0,017.$$

«Коэффициент расширения $\xi_1 = 0,81$, коэффициент сужения $\xi_{16} = 0,45$ принимаются от $\frac{F_\Gamma}{F_K} = 0,017$ [30]. Из этого следует что потери давления на преодоление сопротивлений газового потока составит» [11]:

$$\Delta p_{1,6} = (0,81 + 0,45) \cdot \frac{0,9^2 \cdot 1,57}{2} = 0,8 \text{ Па.}$$

Находим потерю давления на преодоление сопротивлений насадки [11]:

$$\Delta p_{2,4,3,5} = (\xi_{2,4} + \xi_{3,5}) \cdot \frac{w_H^2 \cdot \rho_y}{2}, \quad (3.2.53)$$

где $\xi_{2,4}$ – коэффициент сужения насадки;

$\xi_{3,5}$ – коэффициент расширения насадки;

w_H – скорость газового потока, м/с [8].

Фактическая скорость газа в насадке определяется по формуле [11]:

$$w_H = \frac{w}{V_{CB}}; \quad (3.2.54)$$

$$w_H = \frac{0,1}{0,92} = 0,1 \text{ м/с}$$

Определяем критерий Рейнольдса по формуле [11]:

$$Re_H = \frac{w_H \cdot d_{\text{э}} \cdot \rho_y}{\mu_y} = \frac{0,1 \cdot 0,02 \cdot 1,57}{0,0262 \cdot 10^{-3}} = 120$$

Определим отношение площадей сечений насадки и колонны $\frac{F_{H,CB}}{F_K}$ по формуле [11]:

$$\frac{F_{H,CB}}{F_K} = \frac{V_{CB} \cdot S_K}{S_K}; \quad (3.2.55)$$

$$\frac{F_{H,CB}}{F_K} = \frac{V_{CB} \cdot S_K}{S_K} = V_{CB} = 0,92 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$$

При отношении $\frac{F_{H,CB}}{F_K} = 0,92$ коэффициент сужения $\xi_{2,4} = 1$, коэффициент расширения $\xi_{3,5} = 1$ [11].

Найдем потери давлений на преодоление сопротивлений [11]:

$$\Delta p_{2,4,3,5} = (1 + 1) \cdot \frac{0,1^2 \cdot 1,57}{2} = 0,0157 \text{ Па.}$$

По формуле определяем потерю давления на преодоление сопротивлений в абсорбере [11]:

$$\Delta p_{MC} = 0,8 + 0,0157 = 0,8157 \text{ Па.}$$

Тогда найдем общее гидравлическое сопротивление насадки в абсорбере по формуле [11]:

$$\Delta P = 14,18 + 0,8157 = 15 \text{ Па.}$$

Таблица 15 - Основные экономические показатели стоимости продуктов по базовому предприятию

Наименование полупродукта	Стоимость 1 т. продукции. руб.	Формула
Сульфат аммония (кристаллический)	3523	$(NH_4)_2SO_4$
Гидроксиламинсульфат	18974	$(NH_2OH)_2SO_4$
РПС (маточный)	7120	$(NH_4)_2SO_4$

Как видно из таблицы 15 экономическая стоимость абсорбента сульфата аммония в 6 раз дешевле, в отличие от себестоимости производства одной тонны гидроксиламинсульфат в цехе №38 [22].

Заключение

В бакалаврской работе рассмотрен процесс получения циклогексаноноксима оксимированием циклогексанона гидроксидламинсульфатом с абсорбцией отработанных газов стадии; описаны физико-химические характеристики сырья и отработанных газов; описаны методы абсорбции газов и проанализирована схема абсорбции отработанных газов процесса синтеза; рассчитан материальный баланс насадочного абсорбера, проведена интенсификация аппарата абсорбции с изменениями его размеров и насадки, для повышения качества абсорбции отходящих газов реакции, изменен схема «воздушного дыхания» стадии окимирования и изменен абсорбент на более экономичный.

В процессе синтеза циклогексаноноксима используется не эффективное оборудование, для очистки отработанных газов стадии.

Преимущество этого способа абсорбции отходящих газов является его дешевизна, долговечность и простота обслуживания, с помощью данного метода абсорбции при соответствующей замене насадочных тел керамических колец Рашига размера 50x50x5 мм на пластиковые седла «Инталлокс» размером 38 и замене абсорбента с гидроксидламинсульфат на сульфата аммония, мы получаем прирост качества фильтрации с 80% до 99,5% очищенной воздушной среды, уменьшаются технические габариты аппарата, уменьшаются экономические затраты при использовании предложенного абсорбента, благодаря этому появляется возможность очистки отработанных газов второй ступени оксимирования. Поскольку абсорбент является одним из побочных полупродуктов сырья синтеза циклогексаноноксима, используется в гидрозатворах и буферных емкостях стадии, он не теряется как отход, а возвращается обратно в процесс приходя с 1 ступени оксимирования, делая поток перелива более ламинарным, и делает этот метод абсорбции так же безотходным.

Проведенные расчеты показали, что:

1. Преимуществом данного способа абсорбции отходящих газов и применяемого абсорбера является его дешевизна, долговечность и простота обслуживания.
2. Благодаря модифицированной технологической схеме «воздушного дыхания» отходящие газы 2 ступени стадии оксимирования тоже поглощаются абсорбентом и очищаются перед выходом в атмосферу.
3. Предложенная замена насадки позволяет увеличить эффективность очистки отходящих газов реакции на 20 – 25%.
4. Замена абсорбента с ГАС на СА экономически выгодно, поскольку производство ГАС обходится дороже в 6 раз.
5. Предложенный способ очистки газовых выбросов со стадии оксимирования с эффективностью удаляет около 99,5% $C_6H_{10}O + C_6H_{10}NOH$.

Список используемой литературы и используемых источников

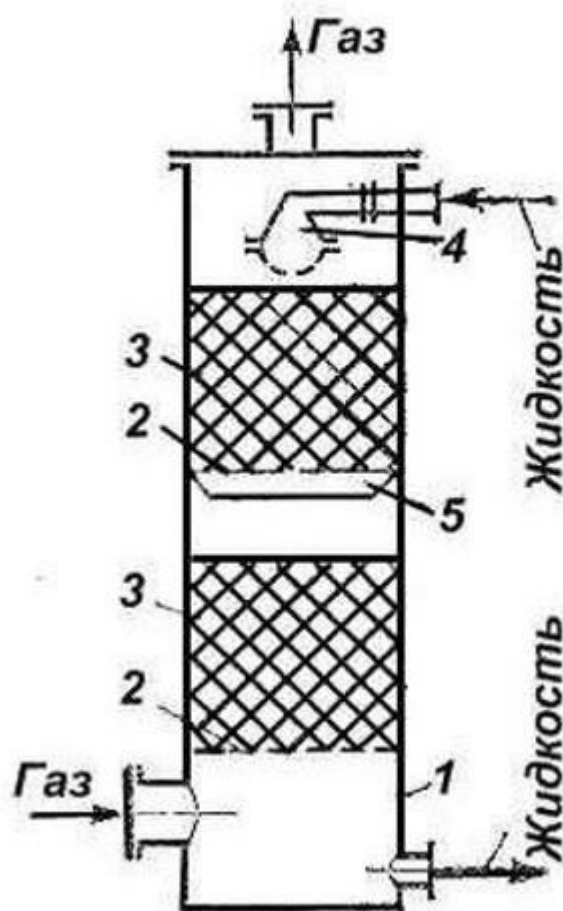
1. Айнштейн В.Г. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс. В двух книгах. Книга 1: учебник для студентов вузов. СПб.: Лань, 2019. 916 с.
2. Айнштейн В.Г. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс. В двух книгах. Книга 2: учебник для студентов вузов. СПб.: Лань, 2019. 876 с.
3. Беспалов В.И. Оценка процессов и расчет аппаратов защиты окружающей среды: учебное пособие; под ред. В.И. Беспалов, С.В. Мещеряков, О.С. Гурова. Рн/Д: Мини Тайп, 2015. 192 с.
4. Биргер Е.В., Лебедев В.В. Проектирование абсорберов для очистки воздуха от газо- и парообразных примесей // Журнал «Вестник евразийской науки». 2016. № 2. С. 1 – 22.
5. Бобович Б.Б. Процессы и аппараты переработки отходов: учебное пособие. М.: Форум, 2018. 256 с.
6. Ветошкин А.Г. Инженерная защита атмосферы от вредных выбросов: учебное пособие. Москва :Инфра-Инженерия, 2016. 316 с.
7. Глинка Н.Л. Общая химия в 2 частях. Часть 1: учебник для академического бакалавриата. Люберцы: Юрайт, 2016. 364 с.
8. Глинка Н.Л. Общая химия в 2 частях. Часть 2: учебник для академического бакалавриата. Люберцы: Юрайт, 2016. 380 с.
9. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебное пособие для вузов; под ред. Г.С. Борисова, В.Н. Брыкова. М.: Альянс, 2015. 496 с.
10. Зимняков В.М. Основы расчета и конструирования машин и аппаратов: учебник для вузов; под ред. В.М. Зимнякова, А.А. Курочкина, И.А. Спицын. М.: Инфра-М, 2016. 320 с.

11. Леканова Т.Л., Казакова Е.Г. Расчет абсорбционных установок: учебное пособие; под ред. Т.Л. Щербакова, Л.С. Кочева. СЛИ: Сыктывкар, 2010. 81 с.
12. Лукьянов А.Н., Кононова О.Н. Неоднородные сорбенты. Научная мысль. Монография. М.: Инфра-М, 2018. 188 с.
13. Мирзарахимов М.С., Искандаров Жахонгир Р.У., Хожибалоев Йодгор Ю.У. Анализ влияния газовых выбросов на окружающую среду // Журнал «Наука, техника и образование». 2020. № 3. С. 5 – 9.
14. Мухаметгалиев И.М., Черкасова Е.И., Муллахметова Л.И., Ласковенокова Е.А. Очистка газов от кислых компонентов // Журнал «Вестник Казанского технологического университета». 2017. № 2. С. 54 – 60.
15. Мухленов И.П. Расчеты химико-технологических процессов: учебное пособие для вузов. М.: Альянс, 2016. 248 с.
16. Натансон И.П. Расчет и проектирование массообменных аппаратов: учебное пособие. СПб.: Лань, 2015. 352 с.
17. Остриков А.Н. Расчет и проектирование массообменных аппаратов: учебное пособие; под ред. В.Н. Василенко. СПб.: Лань, 2015. 352 с.
18. Павлов К.Ф., Романков П.Г. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии; под ред. А.А. Носкова. Л.: Химия, 1987. 576 с.
19. Постоянный технологический регламент ТР 37-1 получения капролактама цеха лактама № 37 производства капролактама. Книга 1. ПАО «КуйбышевАзот», 2015. 274 с.
20. Постоянный технологический регламент ТР 37-1 получения капролактама цеха лактама № 37 производства капролактама. Книга 2. ПАО «КуйбышевАзот», 2015. 528 с.

21. Постоянный технологический регламент ТР 37-1 получения капролактама цеха лактама № 37 производства капролактама. Книга 3. ПАО «КуйбышевАзот», 2015. 42 с.
22. Постоянный технологический регламент ТР 38-1 получения гидроксиламинсульфата цеха № 38 производства капролактама. ПАО «КуйбышевАзот», 2015. 574 с.
23. Производственная инструкция ИРМ 37-1 по рабочему месту стадии аппаратчика синтеза 6 разряда. ПАО «КуйбышевАзот», 2015. 72 с.
24. Производственная инструкция ПИ 37-1 по эксплуатации газоочистительной установки №44 поз. 01/0810. ПАО «КуйбышевАзот», 2015. 7 с.
25. Рамм В.М. Абсорбция газов. Издание 2-е, переработанное и дополненное. Москва: Химия, 1976. 656 с.
26. Рахимов Б.Р. Анализ особенностей фазового равновесия между газом и абсорбентом // Журнал «Вопросы науки и образования». 2018. № 16. С. 1 – 2.
27. Хансаев Г.Ф., Буркин В.Г. Массообменные процессы: учебное пособие; под ред. Г.Н. Никалаева. Изд-во ВСГТУ: Улан-Удэ, 2005. 238 с.
28. Официальный сайт ПАО «КуйбышевАзот» [Электронный ресурс]. URL: https://www.kuazot.ru/products/products_in_life/ (дата обращения 02.06.2020).
29. Arijit B., Amol M., Kinetic Modeling of Liquid Phase Oxidation of Cyclohexane, The Canadian Journal of Chemical Engineering, Volume 82, May 2003. С. 1-10.
30. Deno N. C., Berkheimer H. E., Evans W. Z., Peterson K. J., J. Am. Chem. Soc., 81. №10 (2344).1959. С. 1-15.
31. Furter W. F., Newstead W. T. Comparative Performance of Packing for Gas-Liquid Contacting Columns // The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol 52. Jule 1973. С.12-24.

32. James R. Fair, Stenmeyer D.E., Penney W.R., Crocker B.B., Gas Absorbtion and Gas-Liquid System Design // Section 14. The McGraw-Hill Companies, Inc. 1999. 98 c.
33. Perry J.H. Chemical Engineers Handbook. Fourth Edition. Volume 1; edited by C.H. Chilton, S.D. Kirkpatrick. New York: Toronto: London: Sydney: McGRAW-HILL BOOK COMPANY, 1963. 640 c.
34. Perry J.H. Chemical Engineers Handbook. Fourth Edition. Volume 2; edited by C.H. Chilton, S.D. Kirkpatrick. New York: Toronto: London: Sydney: McGRAW-HILL BOOK COMPANY, 1963. 504 c.
35. Van Asselt W. J., van Krevelen D. W., Rec. trav. Chim., 82 (429). 1965. C. 1- 23.

Приложение А «Насадочный абсорбер»

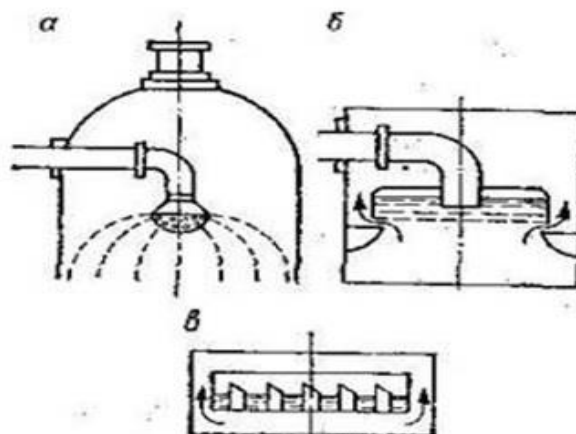


1- корпус, 2- решетка, 3- насадка, 4- брызгалка, 5 – направляющий конус.

Рисунок А.1 – Схема насадочного абсорбера

«Насадка может заполнять объем аппарата полностью или слоями высотой 1,5 - 3 м. Во избежание растекания жидкости к стенкам кожуха после каждого слоя (кроме нижнего) устанавливают распределительный конус, корректирующий равномерность распределения жидкости в насадке» [24].

Приложение В «Оросительные устройства»



а – брызгалка, б – открытое сито, в – распределительная тарелка с трубками.

Рисунок В.1 - Оросительные устройства

«Орошение насадки организуют с помощью различных устройств. Наиболее простым из них является брызгалка (а), которая применяется при больших количествах абсорбента. Отверстия для разбрызгивания имеют различный размер (от 3 мм и выше). Применяют также открытые сита (б), представляющие собой дырчатые металлические листы, на которых слой жидкости удерживается за счет гидростатического давления. Такое устройство позволяет изменять количество орошающей жидкости в очень широких пределах. При подаче большого количества жидкости ее уровень поднимается до тех пор, пока не наступит равновесие между количествами поступающей жидкости и жидкости, стекающей через отверстия. Высота краев должна быть такой, чтобы при заданном объеме $V_{\text{макс}}$ жидкость не переливалась через край, а при $V_{\text{мин}}$ сито было бы еще покрыто некоторым слоем жидкости. Между кожухом и краем сита должно быть предусмотрено сечение, достаточное для прохода газа. Такие сита пригодны для аппаратов небольших диаметров» [24].