

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

Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»
240801.65 «Машины и аппараты химических производств»

ДИПЛОМНЫЙ ПРОЕКТ

на тему «Модернизация отделения очистки контактного газа от
диоксида агрегата синтеза аммиака (АМ-76)»

Студент(ка)	А.М. Калашникова	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
Руководитель	В.П. Щукин	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
Консультанты	А.Е. Краснослободцева	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
	К.Ш. Нуров	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
Нормоконтроль	В.В. Петрова	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой _____
(ученая степень, звание, И.О. Фамилия) (личная подпись)

« _____ » _____ 20 _____ г.

Тольятти 2016

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»
Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ
Заведующий кафедрой
_____ Г.И. Остапенко
(подпись) (И.О. Фамилия)
« ____ » _____ 20__ г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение дипломного проекта

Студент(ка) Калашникова Анастасия Михайловна

- 1. Тема** «Модернизация отделения очистки контактного газа от диоксида агрегата синтеза аммиака (АМ-76)».
- 2. Срок сдачи законченного дипломного проекта** 16 июня 2016 г.
- 3. Исходные данные к проекту (работе)** Производство аммиака, агрегат АМ-76.
- 4. Содержание дипломного проекта (перечень подлежащих разработке вопросов)** Аналитическая часть - обзор и описание действующей технологической схемы производства аммиака, способы очистки конвертированного газа от диоксида углерода. Технологическая часть – описание технологической схемы отделения очистки от диоксида углерода. Расчетная часть - материальный и тепловой баланс, гидравлический расчет регенератора, также расчет кипятильника. Экономическое обоснование предлагаемого проекта – Расчет годовой производительной мощности. Расчет на содержание и эксплуатацию оборудования проектного варианту. Расчет эффективности и проектных решений. Безопасность и экологичность

проекта- описание рабочего места, оборудования и выполняемых технологических операций. Опасные и вредные производственные факторы Мероприятия по разработке безопасных условий труда.

5. Ориентировочный перечень графического и иллюстративного материала

5.1 Схема производства аммиака.

5.2 Многопоточная схема МДЭА - очистки.

5.3 Кипятильник паровой.

5.4 Абсорбер 1ч.

5.5 Абсорбер 2ч.

5.6 Регенератор 1ч.

5.7.Регенератор 2ч.

5.8 Сводная таблица технико-экономической эффективности проекта.

5.9 Сравнительные данные по теплоте реакции и теплоемкости для МЭА и МДЭА.

6. Консультанты по разделам

6.1 Технико-экономическое обоснование.

6.2 Безопасность и экологичность технического объекта.

7. Дата выдачи задания « 26 » февраля 2016 г.

Руководитель дипломного проекта _____ В.П.Щукин
(подпись) (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению _____ А.М.Калашникова
(подпись) (И.О. Фамилия)

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»
Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой

_____ Г.И. Остапенко
(подпись) (И.О. Фамилия)

«_____» _____ 20__ г.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН

выполнения дипломного проекта

Студента Калашниковой Анастасии Михайловны

по теме «Модернизация отделения очистки контактного газа от диоксида агрегата синтеза аммиака (АМ-76)».

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	04.03.2016			
Аналитическая часть	14.03.2016			
Технологическая часть	28.03.2016			
Расчетная часть	28.04.2016			
Экономическая часть	05.05.2016			
Безопасность и экологичность проекта	12.05.2016			
Нормоконтроль	21.05.2016			
Выполнение чертежей	29.05.2016			
Заключение	30.05.2016			
Предварительная защита	09.06.2016			
Оформление работы				

Руководитель дипломного
проекта

(подпись)

В.П. Щукин

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

(подпись)

А.М.Калашникова

(И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Дипломный проект содержит 92 страницы, 18 таблицы, 9 графических листов.

Перечень ключевых слов: аммиак, подготовка азот-водородной смеси, очистка синтез-газа от оксидов углерода.

Объектом исследования данного дипломного проекта является крупнотоннажный агрегат производства аммиака АМ-76 ОАО «ТольяттиАзот».

Цель работы: модернизировать отделение очистки контактного газа от диоксида углерода ОАО «ТольяттиАзот».

В данном дипломном проекте был проведен анализ работы агрегата аммиака АМ-76. В аналитической части проекта был рассмотрен материал о процессе производства аммиака, так же методы очистки конвертированного газа от диоксида углерода, обоснован выбор метода процесса очистки. В технологическом разделе приведена характеристика сырья и готовой продукции, описание действующей технологической схемы агрегата АМ-76. Рассчитан материальный и тепловой баланс регенератора, так же имеется расчет кипятивника. В экономической часть представлен расчет экономической эффективности. Затраты на топливо и энергию составляет на 6,62 % ниже, ожидаемая прибыль – 8805847,4 руб.

Дипломный проект выполнен в текстовом редакторе Microsoft Word 2007.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	9
1. Аналитическая часть	
1.1 Физико-химические свойства аммиака.....	11
1.2 Анализ рынка аммиака за период 2000-2015 годов.....	12
1.3 Способы синтеза аммиака.....	17
1.4 Способы очистки конвертированного газа от диоксида углерода.....	22
1.5 Недостатки технологии.....	32
2. Технологическая часть	
2.1 Краткая характеристика применяемого сырья, полупродуктов и готовой продукции.....	33
2.2 Описание технологической схемы.....	35
3. Расчетная часть	
3.1 Расчет регенератора.....	51
3.2 Расчет кипятильника.....	58
4. Экономическая часть	
4.1 Описание производственной деятельности.....	63
4.2 Расчет годовой производственной мощности.....	63
4.3 Расчет капитальных вложений (инвестиций) в производственное оборудование.....	64
4.4 Расчет себестоимости ресурсов.....	65
4.5 Расчет расходов на содержание и эксплуатацию оборудования.....	66
4.6 Расчет экономического эффекта проектных решений.....	67
4.7 Вывод.....	67
5. Безопасность и экологичность технического объекта	
5.1 Технологическая характеристика объекта.....	69
5.2 Идентификация профессиональных рисков.....	72
5.3 Методы и средства опасных рисков.....	74

5.4 Обеспечение пожарной безопасности.....	77
5.5 Разработка технических средств и организационных мероприятий по обеспечению пожарной безопасности технического объекта (дипломного проекта).....	88
5.6 Организационные (организационно-технические) мероприятия по предотвращению пожара.....	83
5.7 Обеспечение экологической безопасности технического объект..	84
5.8 Заключение.....	88
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	90
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	91

ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время в современной химической промышленности важнейшую роль играет азотное производство, а именно основную часть составляет производство аммиака. Аммиак применяют для получения азотной кислоты, удобрения, взрывчатых веществ, хладагентов и т.д.. Так же аммиак применяют в медицине в виде нашатырного спирта, не смотря на то, что он является довольно сильным ядом.

В 1774 г. Джозеф Пристли открыл аммиак в чистом виде, а в 1785 г. французским химиком Клодом Луи Бертолле был установлен его химический состав. К концу 19-ого века получение аммиака, промышленным способом из азота и водорода, стал острым вопросом, т.к. истощались запасы чилийской селитры. Именно она являлась основным продуктом из которого получали азотные соединения. Только в начале 20-ого века был открыт промышленный способ синтеза аммиака. Это сделал немецкий химик Фриц Габер. В 1904 г. он стартовал работу над этой задачей, а в 1909 г. он собрал небольшой контактный аппарат. Данный аппарат работал при повышенном давлении (в соответствии с принципом Ле-Шателье), а так же при использовании катализатора из Оспия. 2 июля 1909 г. Фриц Габер испытывал аппарат в присутствии двух представителей Баденского анилинового и содового завода (BASF). К 1911 г. один из этих представителей BASF, а именно Карл Бош, создал крупномасштабную версию аппарата. И уже 9 сентября 1913г. в Оппау (ныне район в черте города Людвигсхафен-на-Рейне) заработал первый в мире завод по синтезу аммиака, принадлежавший BASF. Фриц Габер стал лауреатом Нобелевской премии в 1918 г. «за синтез аммиака из составляющих его элементов»[1].

В России первая партия синтетического аммиака была получена на Чернореченском химическом комбинате в 1928 г. .

Процесс производства аммиака является очень энергоемким, это говорит о его недостатке. Ежегодно в химической индустрии, а более точнее в азотной промышленности, ведутся научные разработки устранения данного недостатка. В частности разрабатываются способы утилизации выделяемой энергии. В настоящее время химические предприятия решают эту проблему совмещением производств. Например, производство аммиака и карбамида. Технологическая схема производства аммиака зависит, прежде всего от сырья. Если азот в чистом виде мы можем взять из воздуха, то с водородом сложнее. Водород в чистом виде мы можем выделить из воды, но это довольно энерго-затратный процесс.

Природный газ содержит углеводороды, которые мы можем использовать в качестве сырья в производстве аммиака.

Природный газ-это полезное ископаемое, которое образовывается в недрах земли при разложении органических веществ. Основой состава природного газа является метан (CH_4), содержание его от 90 до 98%. Так же в состав природного газа входят углеводороды (бутан, пропан, этан) и не углеводороды (азот, диоксид углерода, водород, гелий, сероводород и другие инертные газы)[2].

Для получения водорода природный газ подвергается паровой конверсии и последующему удалению оксидов углерода.

Технологическое оформление процесса очистки аммиака металлоемко и энергически затратно. В этих его особенностях кроются возможности повышения эффективности всего производства в целом.

1 Аналитическая часть

1.1 Физико-химические свойства аммиака

Аммиак	
Химическая формула	NH ₃
Физические свойства	
Состояние	газ
Молярная масса	17,0306 г/моль
Плотность	0,0007723 (н.у.)
Термические свойства	
Температура плавления	-77,73 °С
Температура кипения	-33,34 °С
Критическая точка	132,25 °С
Энтальпия образования	-45,94 кДж/моль
Химические свойства	
Константа диссоциации кислоты	9,21
Растворимость в воде	89,9 (при 0 °С)

Аммиак — NH₃, нитрид водорода, при нормальных условиях — бесцветный газ с резким характерным запахом (запах нашатырного спирта), почти вдвое легче воздуха, ядовит. Растворимость аммиака в воде чрезвычайно велика — около 1200 объёмов (при 0 °С) или 700 объёмов (при 20 °С) в объёме воды. В холодильной технике носит название R717, где R — Refrigerant (хладагент), 7 — тип хладагента (неорганическое соединение), 17 — молекулярная масса.

Молекула аммиака имеет форму тригональной пирамиды с атомом азота в вершине. Три неспаренных р-электрона атома азота участвуют в образовании полярных ковалентных связей с 1s-электронами трёх атомов водорода (связи N–H), четвёртая пара внешних электронов является не поделённой, она может образовать ковалентную связь по донорно-

акцепторному механизму с ионом водорода, образуя ион аммония NH_4^+ . Благодаря тому, что не связывающее двух электронное облако строго ориентировано в пространстве, молекула аммиака обладает высокой полярностью, что приводит к его хорошей растворимости в воде[3].

В жидком аммиаке молекулы связаны между собой водородными связями. Сравнение физических свойств жидкого аммиака с водой показывает, что аммиак имеет более низкие температуры кипения ($t_{\text{кип}} -33,35 \text{ }^\circ\text{C}$) и плавления ($t_{\text{пл}} -77,70 \text{ }^\circ\text{C}$), а также более низкую плотность, вязкость (вязкость жидкого аммиака в 7 раз меньше вязкости воды), проводимость и диэлектрическую проницаемость. Это в некоторой степени объясняется тем, что прочность этих связей в жидком аммиаке существенно ниже, чем у воды, а также тем, что в молекуле аммиака имеется лишь одна пара не поделённых электронов, в отличие от двух пар в молекуле воды, что не дает возможность образовывать разветвлённую сеть водородных связей между несколькими молекулами. Аммиак легко переходит в бесцветную жидкость с плотностью $681,4 \text{ кг/м}^3$, сильно преломляющую свет. Подобно воде, жидкий аммиак сильно ассоциирован, главным образом за счёт образования водородных связей. Жидкий аммиак практически не проводит электрический ток. Жидкий аммиак — хороший растворитель для очень большого числа органических, а также для многих неорганических соединений. Твёрдый аммиак — бесцветные кубические кристаллы.

1.2 Анализ рынка аммиака за период 2000-2015 годов.

Мировые мощности производства аммиака равняются на данный момент свыше 200 млн. тонн. Множество компаний сообщают о планах повышения мощностей по выпуску данного продукта, так как спрос растет в ряду производителей минеральных удобрений, на которые приходится свыше 75% выпускаемого в мире аммиака.

Так, в 2006 году мировые мощности повысились на 6 млн. тонн. Были реализованы новые мощности в Австралии, Тринидаде и Тобаго, Саудовской Аравии и Омане. Мощности в этих странах, являются экспортно-ориентированными. Также, в 2006 году был исполнен запуск аммиачного производства в Литве мощностью 1500 тонн/сутки. В 2008 году запущено производство мощностью 660 тыс. тонн в Египте (EBIC), в 2010 – мощностью 350 тыс. тонн в Катаре (Qafco). В Китае в 2009 году завершено строительство заводов мощностью 365 тыс. тонн (Guizhou Tianfu Chemical) и 450 тыс. тонн (PetroChina). Так же, в 2007 году был исполнен запуск завода мощностью 360 тыс. тонн аммиака в год в Иране (NPC). Разрабатываются и другие проекты строительства новых заводов. Большая часть новых проектов рассчитывается на совместное производство аммиака и азотных удобрений .

Таблица 1.1 Основные показатели мирового рынка аммиака в 2006-2010 гг.

Показатель	2006 год	2007 год	2008 год	2010 год
Мощность	173	177,7	183	194,7
Производство	148,8	152,2	154,8	160,5
Потребление	148,9	152,4	154,8	160,5
для производства минеральных удобрений	114,4	117,2	118,5	122,7
для использования в сельском хозяйстве	4,7	4,8	4,8	4,8
для промышленного использования	28,8	31,1	31,5	33

В России производится около 9-ти % мирового выпуска аммиака. Начиная с 2000 года, общероссийская выработка аммиака стабильно превышает десятиmillionную отметку, демонстрируя в последние годы устойчивый повышательный тренд с годовым темпом роста от 4% до 8% [4].

За последние десять лет 2006 год стал рекордный, так как выработка аммиака составила 13,3 мил. Тон, что выше объема 2005 года на 3,9%. Главным стимулом увеличения производства аммиака считается благоприятная конъюнктура внешнего рынка аммиака и возможность его выгодных экспортных продаж [5]. В 2006 году доля экспорта аммиака повысилась до 28% против 25% в 2005 году, вместе с тем, как доля потребления его в производстве азотных удобрений упала с 66% до 64%. Объем производства аммиака в 2007 году составил 12,95 млн. тонн.

Россия имеет 15 предприятий – производителей аммиака. В рядах крупнейших предприятий производства аммиака стоит ОАО «ТольяттиАзот», как в России, так и в мире. Следующие в ряде крупнейших производств аммиака России стоят НАК «Азот» и «Акрон». В таблице 1.1- Производства аммиака на предприятиях России в 2002 – 2007 г. представлена динамика объемов производства аммиака на предприятиях в 2002-2007 гг.

Таблица 1.2 - Производство аммиака на предприятиях России в 2002 – 2007 г.

Предприятие	2002	2003	2004	2005	2006	2007
	год	год	год	год	год	год
ОАО «ТольяттиАзот»	1633	1669	2195	2441	2 635	2 403,3
ОАО НАК «Азот»	1183	1312	1214	1519	1526	1 514,8
ОАО «Акрон»	1005	941	1027	1064	1 526	1 114,2
ОАО «Невинномысский азот»	954	933	1082	1139	1 065	1 087,2
ОАО «Минудобрения» (г. Россошь)	812	866	892	961	959	986,2
КОО «АЗОТ»	822	859	805	881	854	957,3
ОАО «Азот»	676	716	745	776	869	920,1

Продолжение таблицы 1.2

Предприятие	2002	2003	2004	2005	2006	2007
	год	год	год	год	год	год
ОАО «Кирово-Чепецкий хим. комбинат»	771	896	903	632	956	881,1
ОАО Череповецкий «Азот»	817	885	891	866	936,1	790,6
ЗАО «Куйбышевазот»	478	559	589	487,5	506	570,4
ОАО «Салаватнефтеоргсинтез»	289	631	990	993	492	512,8
«Минеральные удобрения» (г. Пермь)	439	441	430	448	437	474,6
ОАО «Дорогобуж»	428	477	455	491	444	473,9
ОАО «Воскресенские минеральные удобрения»	120	146	170	184	175	205,3
ОАО «Щекиноазот»	63	61	61	60	58	61,1
Всего	1049	1139	1244			
	0	2	9	12942,5	13321,1	12952,9

Россия является одним из крупнейших мировых экспортеров аммиака. На экспорт поставляется около 25% от общего объема производства аммиака, что составляет около 16% мирового экспорта. В 2006 году объем экспорта насчитывает 3450,7 тыс. тонн. В 2007 году объем экспортных отгрузок аммиака понизился на 16,4% и достиг минимальной планки за последние пять лет. На Рисунке 1.1- Объемы отгрузок аммиака на экспорт и внутренний

рынок в 2002-2007 г. показано соотношение объемов экспорта и внутреннего потребления аммиака в 2002-2007 г.



Рисунок 1.1- Объемы отгрузок аммиака на экспорт и внутренний рынок в 2002-2007 г.

В ближайшие годы прогнозируется дальнейший рост объемов экспорта, чему будет способствовать увеличения спроса на мировом рынке. При этом новые мощности, вводимые в первую очередь на Ближнем Востоке, составят серьезную конкуренцию российским производителям. На этом фоне сократятся поставки в азиатский регион, которые считаются целевым для ближневосточных производителей.

На фоне неоднозначной ситуации в области экспорта, внутренний рынок, емкость которого в последние годы повышалась быстрыми темпами, будет и дальше демонстрировать рост. При этом, фактором, определяющим спрос на аммиак на внутреннем рынке останется конъюнктура мирового рынка азотных минеральных удобрений[6].

В целом можно сказать, что в ближайшие годы ожидается рост объемов производства аммиака, о планах по наращиванию мощностей аммиака заявили основная часть производителей данного продукта. В данные планы входят:

- Увеличение мощности на Череповецком «Азоте» до 1,1 млн.;
- Постройка новой установки по выпуску аммиака на Новочеркасском ЗСП мощностью до 500 тыс. тонн;
- Планируется строительство нового производства мощностью 630 тонн аммиака и 1 млн. тонн карбамида в год в Краснодарском крае;
- Разработка других проектов по созданию новых производств аммиака и карбамида.

В 2009-2015 г. ожидается введение новых мощностей в объеме 26 млн т/г. Особо крупномасштабные проекты запланированы в Алжире. Здесь планируется ввести в эксплуатацию ряд предприятий общей мощностью 3,8 млн. тонн. Также внушительный рост производства ожидается в Венесуэле (2,4 млн. т/г.), Иране (2 млн. т/г.), Саудовской Аравии (1,6 млн. т/г.), Египте (1,6 млн. т/г.), Катаре (5 млн. т/г.), России (1,4 млн. т/г.), Тринидаде и Тобаго (1,3 млн. т/г.) и других стран [7].

В последующие 3-4 года в Азии ожидается рост мощностей. Кроме основных производственных центров, Китая и Индии, ряд проектов намечен в Пакистане и Вьетнаме.

1.3 Способы синтеза аммиака.

В производстве получения аммиака, сырьём служит азотоводородная смесь (АВС). Так как азот добыть проще, то сырьё производства аммиака будет определять водородом, получение которого можно тремя способами:

- разделение обратного коксового газа;
- газификация твёрдого топлива;
- конверсия природного газа.

При любом из данных методах получения, АВС содержит примеси веществ. Некоторые из этих веществ могут быть каталитическими ядами, вызывающими как обратимые, так и не обратимые отравления катализатора.

Для того что бы удалить эти вещества АВС подвергается предварительной очистки. Что бы очистить АВС, в промышленности используются методы абсорбции жидкими поглотителями (мокрый метод) и адсорбции твёрдыми поглотителями (сухой метод). При этом, процесс очистки АВС может проводиться на разных стадиях производства [8].

Например:

- очистка исходного газа перед подачей его на конверсию;
- очистка конвертированного газа для удаления из него оксида углерода (IV);
- очистка АВС перед синтезом аммиака (тонкая очистка).

Тонкую очистку АВС мы можем получить хемосорбцией примесей жидкими реагентами, заключительно каталитическим гидрированием их или промыв жидким азотом АВС.

Что бы удалить CO_2 промывку АВС производят в насадочной колонне щелочными реагентами:

- водными растворами этаном амина;
- раствором карбоната калия.

Одним из более эффективных методов очистки АВС от СО является метод промывки этой смеси жидким азотом при -190°C . В процессе данной промывки из АВС удаляются, не беря в счет СО, CH_4 и Ar.

Заключительная очистка АВС производится каталитическим гидрированием (метанирование). Процесс выполняется в специализированных установках для метанирования, при условиях:

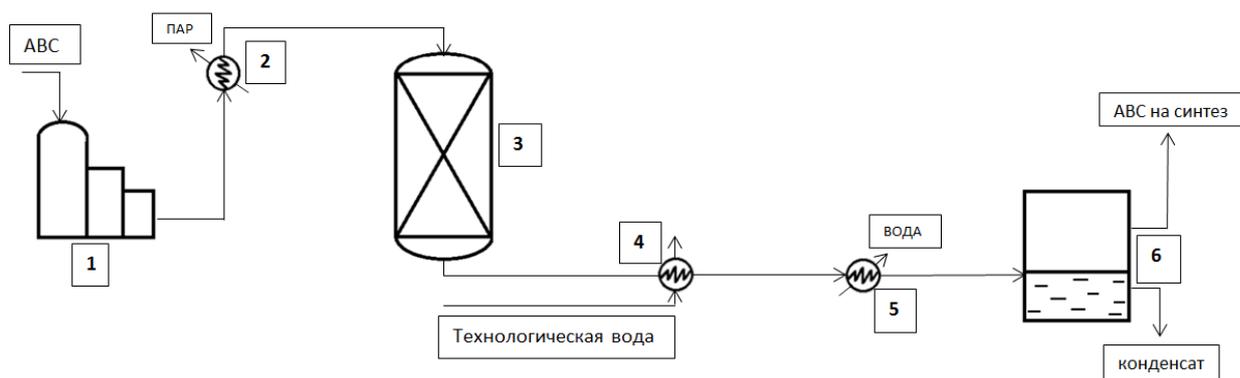
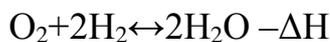
Температура – $250-300^\circ\text{C}$

Давление - около 30 Мпа

Катализатор – никель - алюминиевый

При этом протекает экзотермическая реакция восстанавливающая кислотосодержащие примеси до CH_4 , которые не значатся ядом для

железного катализатора, а вода конденсируется при охлаждении очищенного газа и выходит:



1–компрессор, 2–подогреватель, 3–реактор метанирования, 4–подогреватель воды, 5–конденсатор, 6–влаго-отделитель.

Рисунок 1.2 - Схема установки метанирования ABC.

Метанирование процесс простой, управление которого не сложное, а получившееся тепло при протекании экзотермических реакций гидрирования, используют в общей энерготехнологической схеме производства аммиака. Содержание ABC при поступлении на синтез: до 0,0025 объемных долей Ar; 0,0075 объемных долей CH₄; не более 0,0004 объемных долей CO (сильный каталитический яд) [9].



Согласно принципу Ле-Шателье, при повышении давления и понижении температуры равновесие будет смещаться в сторону образования аммиака. Для обеспечения более лучшей скорости процесса необходим

катализатор, повышенное давление, температура 400-500 °С и определенная объемная скорость вступающих в реакцию компонентов [10].

Рассмотрим три вида систем агрегатов аммиака:

- Агрегат с низким давлением (10-20 МПа);
- Агрегат с средним давлением (20-45 МПа);
- Агрегат с высоким давлением (60-100 МПа).

В мире чаще применяют систему среднего давления, поскольку при данной системе более выгодно решается вопрос выделения аммиака из АВС при достаточно высокой скорости процесса.

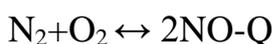
Одним из основных агрегатов установки является колонна. По конструкции колонны различаются обычно размерами корпуса и устройством внутренних насадок [11].

В настоящий момент в промышленности колонну синтеза аммиака совмещают с паровым котлом. Данный котёл не обходим для утилизации теплоты выходящих газов, так как на 1 т. Аммиака приходится 0,6-1 т. водного пара при давлении 1,5-2 МПа.

1.3.1 Описание технологического процесса производства аммиака и его характеристики.

1. Дуговой метод.

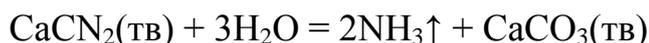
Данный метод заключается в том, что пламя электрической дуги продувается воздухом. При температуре 3000°С происходит обратимая реакция:



Возможно окисление оксида азота (2) (образовавшегося в данной реакции) в оксид азота (4), в дальнейшем переработан в азотную кислоту и др.. При процессе данного метода растрчивается 60 тысяч – 70 тысяч кВт/ч электроэнергии для получения 1 т. аммиака связанного азота [12].

2. Цианамидный метод.

В промышленности первым методом получения аммиака служил цианамидный метод процесса [13]. Данный метод заключается в том, что мы нагреваем известь и углерод, в итоге получаем карбид кальция. Далее полученный карбид кальция нагреваем в атмосфере азотом и получаем цианамид кальция CaCN_2 . И уже после получаем аммиак через гидролиз цианамиды:



Но процесс цианамидного метода считался не выгодным, так как имел больших энергетических затрат [14].

В современной промышленности процесс производства аммиака отчасти основан на данном методе. Тонко измельчительный карбид кальция взаимодействует с азотом (при температуре 1000°C .):



Доля производства связанного азота цианамидным способом очень незначительна.

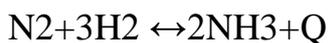
Аммиачный метод закрепления азота состоит в синтезе азота и водорода при применении определенного катализатора:



Этот метод имеет технологическое и экономическое превосходство перед другими методами связывания элементарного азота [15].

3. Аммиачный метод.

Аммиачный метод связывания атмосферного азота заключается в соединении азота и водорода в итоге которого получается аммиак:



Этот метод имеет преимущество в экономичности (расход электроэнергии составляет 4 тыс. - 5 тыс. кВт/ч на 1 т. аммиака), технологически более эффективно осуществим по сравнению с остальными методами. В общем производстве азотных соединений более 90 %

приходится на получение аммиака. Водород для этой реакции получают термическим крекингом углеводородов, действием паров воды на уголь или железо, разложением спиртов парами воды или электролизом воды [16].

4. Вариант аммиачного метода.

В 1909 году был разработан метод получения аммиака и оксида алюминия из бокситов. Схема данного получения представлена на рисунке 1.3

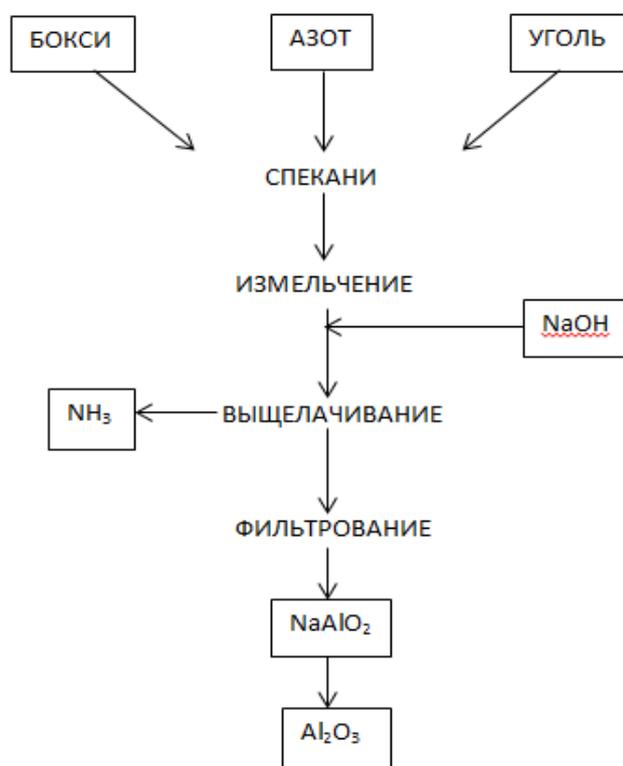


Рисунок 1.3- Производство аммиака из бокситов.

Установку для данного метода в промышленности построили в период 1909-1918 год в ряде стран, но к сожалению данный метод не применялся ввиду низкой экономичности производства.

1.4 Способы очистки конвертированного газа от диоксида углерода.

Природный газ используется в роле углеводородного сырья для получения водорода и синтез-газ. В состав природного газа входят тяжелые углеводороды, инертные и вредные примеси, которые в свою очередь негативно действуют на катализатор. Помимо отравляющих и загрязняющих примесей, в технологических газах имеются так же продукты основных реакций (оксиды углерода и водяные пары). Отсюда следует, что для гарантии более продуктивной работы катализатора и технологического оборудования, вредные примеси удаляют или используют в качестве побочных продуктов в производстве других соединений [17].

Одним из вредных примесей, составляющий природный газ, считается диоксид углерода. Содержание диоксида углерода в конвертированном газе около 20% объемных [18].

Методы очистки конвертированного газа от диоксида углерода, можно поделить на физические и химические. Физический метод составлен на повышенной растворимости оксида в жидкостях или на конденсации двуокиси углерода при умеренном охлаждении [19]. В химических методах большая часть основана на абсорбции этих примесей растворами химических реагентов, а если при тонкой очистки, то основан на каталитическом восстановлении их H_2 и CH_4 [20].

Для грубой очистки газа от диоксида углерода используются следующие методы:

- Водная очистка под давлением, а также физическая абсорбция органическими растворителями, имеющими низкое давление паров при обычной температуре;
- Моноэтаноламиновая очистка при атмосферном давлении;
- Очистка горячим раствором поташа.

Для тонкой очистки газа от диоксида углерода используются следующие методы:

- Моноэтаноламиновая очистка под давлением;
- Очистка водными растворами щелочей;
- Низкотемпературная очистка органическими растворителями с одновременным удалением из газа двуокиси углерода и органических сернистых соединений;
- Каталитическое гидрирование, осуществляемое совместно с очисткой от окиси углерода.

Рассмотрим тем метода, которые чаще применяют предприятия производства аммиака в настоящее время.

1.4.2 Очистка газов от CO₂ растворами этаноламинов.

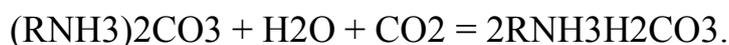
Для очистки газа от диоксида углерода используют растворы этаноламинов (аминоспиртов), которые имеют щелочные свойства и при взаимодействии с кислотами образуют соли. Обычно пользуются водными растворами следующими этаноламинами:

Моноэтаноламин - CH₂OH-CH₂-NH₂;

Диэтанолламин - (CH₂OH-CH₂)₂NH;

Триэтанолламин - (CH₂OH-CH₂)₃N.

Более значительным основанием среди этаноламинов является моноэтаноламин, который широкое применяется в промышленности для очистки газов. При абсорбции CO₂ растворами этаноламинов получают карбонаты и бикарбонаты [21]. Тут же может абсорбироваться сероводород, и получаться сульфиды и бисульфиды. Данные соединения при температуре свыше 100°C диссоциируют с выделением из растворов CO₂ и H₂S. Взаимодействие моноэтаноламина RNH₂ (где R - группа CH₂OH-CH₂) с диоксидом углерода может быть показано ниже следующими реакциями:



Выделение теплоты:

- при поглощении диоксида углерода водным раствором МЭА - 66 кДж/моль;
- при абсорбции сероводорода - 65 кДж/моль.

При одновременном поглощении CO_2 и H_2S растворимость каждого компонента снижается. При всем при том, что поглотительная способность раствора МЭА по отношению к H_2S в присутствии CO_2 уменьшается, коэффициент абсорбции H_2S гораздо больше, чем CO_2 , и возможна избирательная абсорбция сероводорода из конвертированного газа, содержащего диоксид углерода. Поглотительная способность абсорбента повышается с уменьшением температуры и увеличивается давления [22]. При увеличении температуры и уменьшении давления равновесие химических реакций, протекающих при абсорбции, сдвигается влево. На этом построена регенерация раствора МЭА, содержащего кислыми газами при абсорбции. Насыщенный раствор нагревают, при этом происходит разложение химических соединений и десорбция кислых газов из раствора, сопутствующая также испарением из раствора воды [23].

В процессе этаноламиновой очистки газа от диоксида углерода происходят побочные реакции, ведущие за собой необратимые изменения состава раствора, сбавляющие его поглотительную способность и вызывающие потери амина. Растворы этаноламинов активно действуют на коррозионное разрушение оборудования в определённых условиях, особо это проявляется при высоких степенях насыщения кислыми газами [24]. Подобно растворам аммиака, они разрушающе действуют на медь, цинк и их сплавы. Поэтому аппараты и трубы, соприкасающиеся с растворами аминов, не следует собирать из данных металлов. В кипящих водных растворах МЭА малоуглеродистые стали также терпят коррозию под действием диоксида углерода. Присутствие в растворах МЭА посторонних примесей повышает

скорость коррозии углеродистой стали. Отсюда следует что требуется применять возможно более чистый МЭА и регулярно подвергать очистке поглотительный раствор путём его перегонки в присутствии щёлочи. Экономичность процесса очистки определяется в большей степени расходом тепла на регенерацию раствора МЭА. Уменьшение расхода тепла на регенерацию раствора в различных технологических схемах МЭА очистки решается различными путями [25].

Цель создания нового сорбента отличавшегося меньшей деградацией и коррозионной активностью раствора, и соответственно требующих меньших энергетических затрат для его декарбонизации, стала наиболее актуальна.

Одним из вариантов решения данной цели считается замена сорбента МЭА на МДЭА. Первичные алкаамины имеют реакционную способность азотосодержащей группы на порядок выше чем вторичные. Например, молекула ТЭА имеет три ОН-группа, что больше чем МДЭА. Поэтому МДЭА характеризуется большей поглотительной способностью чем ТЭА, так как большее количество ОН-группы снижает реакционную способность азото-содержащей группы [26].

Растворы МДЭА легче регенерируются, скорость коррозии и деградации раствора ниже, чем у МЭА. С другой стороны, кинетика абсорбции CO_2 растворами МДЭА не обеспечивает необходимую степень очистки синтез-газа.

МДЭА отличается от МЭА низкой коррозионной активностью. Это позволяет применять на стадии абсорбции на порядок выше концентрации растворы МДЭА (50% масс.) в сравнении с МЭА (12-18%) [27].

Применение метода очистки раствором МДЭА обеспечивает экономию энергетических затрат (греющий пар) также за счет низкой теплоты десорбции МДЭА в сравнении с МЭА при регенерации абсорбента. Расчет показывает что на стадии регенерации требуемое количество тепла при использовании

растворов МДЭА на 30-40% меньше, чем на МЭА. При использовании МДЭА прослеживается значительное сокращение деструкции абсорбента по сравнению с растворами МЭА. Замечено, что на внутренних поверхностях оборудования не имеется отложения, получавшегося ранее за счет деструкции применявшихся абсорбентов на основе МЭА. Данные преимущества упрощают задачу планового ремонта оборудования, так же сокращается время на его реализацию. Отсутствующие отложения на внутренней поверхности оборудования, в свою очередь увеличат результативность теплообмена, что тоже приведет к снижению энергетических затрат [28].

При использовании раствора МЭА в качестве абсорбента отмечаются потери МЭА за счет уноса паров на стадии десорбции, где температура потоков достигает 115 °С - 130 °С. При использовании МДЭА, температура кипения которого (247 °С) гораздо выше, чем у МЭА (170 °С), унос амина при регенерации раствора при рабочих температурах абсорберов чувствительна понижается, до величины близкой к нулю [29].

Следовательно, замена МЭА на МДЭА гарантирует экономию материальных ресурсов на очистку газа по следующим статьям:

- сокращения энергетических затрат до 30 % за счет сокращения циркуляционного расхода рабочего раствора, повышения степени насыщения рабочего раствора, меньшей теплоты десорбции МДЭА ;
- сокращение затрат на обслуживание и ремонт оборудования ввиду пониженной коррозионной активности абсорбентов и отсутствие смолообразования ;
- при сложившемся уровне цен на МЭА и на МДЭА, ввиду более длительного срока работы абсорбента без снижения его характеристик и добавления свежего МДЭА в процесс эксплуатации, срок окупаемости при переходе на МДЭА составит 1,2-1,8 лет;

- сокращение затрат на покупку абсорбента благодаря применению отечественного МДЭА вместо импортных аналогов [30].

Самым близким по совокупности существенных признаков заявляемому устройству является агрегат МЭА очистки газовых смесей с регенерацией раствора в регенераторе - рекуператоре, более известный среди специалистов как "Агрегат АМ-76" (по маркировке Государственного института азотной промышленности - ГИАП). Агрегат включает абсорбер с контактным устройством, выполненным в виде высокослойных ситчатых тарелок с входами тонко регенерированного и грубо регенерированного абсорбента и выходом насыщенного раствора, регенераторы - рекуператор с входом насыщенного раствора и двумя, расположенными в двух уровнях выходами грубо регенерированного и тонко регенерированного абсорбента, тарелками со встроенными теплообменниками, связанными с выходом грубо регенерированного абсорбента и входом грубо регенерированного абсорбента абсорбера, конденсаторы загрязненного и чистого диоксида углерода с выходом флегмы, холодильники грубо- и тонко регенерированного растворов абсорбента, вынесенный кипятильник для нагрева куба регенератора, а также систему насосов, трубопроводов и запорно-регулирующие элементы [31].

Одним из недостатков выше приведенного устройства являются его повышенная материалоемкость из-за необходимости поддержания довольно высокого избыточного давления процесса, не особо высокая результативность работы и ограниченная азотной промышленностью область применения [32].

Техническим результатом изобретения служит упрощение конструкции за счет совмещения функций нагревателя (кипятильника) регенератора с собственно регенератором (массообменным аппаратом), снижение общего избыточного давления процесса и парциального давления двуокиси углерода

за счет изменения конфигурации потоков, понижения удельных энергетических затрат на очистку газа от диоксида углерода за счет понижения тепло рассеивающих поверхностей, в добавок расширение области применения этаноламиновой очистки - ее распространение на процессы очистки колошникового газа доменного производства с целью его рецикла, очистки восстановительного газа в производстве губчатого железа и очистки топочных газов с выделением товарного диоксида углерода [33].

1.4.3 Очистка газов от диоксида углерода горячим раствором Поташа.

Водные растворы карбонатов натрия и калия поглощают двуокись углерода, после чего образуют бикарбонаты. В водном растворе карбонат диссоциирует на ионы:



где Me - натрий или калий.

Поглощение CO_2 водой определяется скоростью относительно медленной реакции:



Суммарный процесс поглощения выражается в виде уравнения:



Чаще всего абсорбцию газов проводят при низкой температуре, что связано с уменьшением растворимости газов в жидкостях при повышении температуры. В данном случае при поглощении CO_2 растворами карбонатов получившиеся бикарбонаты в меньшей степени растворимы в воде, чем карбонаты. Следует, что увеличение температуры должно содействовать увеличению растворимости в воде солей - карбонатов и бикарбонатов. При высоких температурах на стадии очистки применяют раствор Поташа, так как соли калия более растворимы чем соли натрия. При температурном повышении возрастает концентрация солей, что возмещает неблагоприятные воздействия температуры на растворимость газа. Хотя, температурное

повышения содействуют увеличению скорости гидратации в реакции “ Поглощение двуокиси углерода водой устанавливается скоростью медленной реакции ”. Отсюда растёт скорость всего процесса [34].

Растворимость CO_2 в горячем растворе поташа в большой степени зависит от парциального давления диоксида углерода над раствором. Отсюда абсорбцию CO_2 горячими растворами поташа проделывают при высоком давлении. Меньшее парциальное давление диоксида углерода, при котором поташная очистка экономически рациональна, равно 0,14 МПа. При уменьшении давления равновесие реакции “Суммарный процесс поглощения выражается ” смещается влево. На этом заключена регенерация горячего раствора поташа, насыщенного CO_2 . Поэтому, указанные физико-химические особенности процесса очистки разрешают осуществлять абсорбцию и регенерацию почти при одинаковой температуре, причём абсорбция идёт при высоком давлении, а десорбция (регенерация) раствора - при низком давлении до атмосферного. Поглотительная способность горячих растворов поташа в производственных условиях колеблется в пределах 20 - 35 м³ CO_2 .

Одноступенчатая очистка горячим раствором поташа предоставляющий возможность достичь остаточного содержания в очищенном газе 0,5 - 0,6% CO_2 (грубая очистка газа). Увеличение температуры до 100 °С в процессе абсорбции недостаточно для ускорения реакции и достижения тонкой очистки газа. Поэтому для увеличения скорости процесса абсорбции при более низкой температуре используют ряд активирующих добавок. С этой целью используются соединения трёхвалентного мышьяка, предоставляемое каталитическое ускоряющее действие на медленную реакцию гидратации “ Поглощение CO_2 водой определяется скоростью относительно медленной реакции ”. Механизм каталитического действия добавок изучен не полностью [35].

Метод очистки горячим раствором Поташа применяют ряд предприятий, при давлении 2,56 – 2,96 МПа и концентрации K_2CO_3 25–30% (мас). В качестве активатора добавляют н/м 2% ДЭА, антикоррозионного ингибитора – 0,5% (мас) V_2O_5 . Температуры: 87-107 °С - стадия абсорбции; 117 °С – стадия регенерации.

Сравнение различных методов очистки.

Условием сравнения методов очистки газа приходится величина приведенных затрат. Однако в каждом случае стоит учитывать данные, зависящие от определенных условий, тоже воздействующие на экономику процесса. Они делятся на три группы. Смотреть таблицу 1.3

Таблица 1.3 – Условия, воздействующие на экономику процесса.

внешние технологические параметры процесса:	состав, давление и температура очищаемого газа, требуемая степень очистки, параметры энергоресурсов (давление пара, возможность использования вторичных энергоресурсов и т. д.);
внутренние параметры процесса:	расход тепла, электроэнергии, растворителя, отходы, тип и вес аппаратов
экономические факторы	цены на энергию, сырье, отходы, аппаратуру, а также дефицитность каких-либо видов сырья и энергии.

Так же, для крупнотоннажных агрегатов при сравнении методов очистки стоит учитывать степень надежности процесса и оборудования. В поташной очистке высокий расход электрической энергии и низкая степень очистки газа, определяющая десятикратное увеличение расхода водорода на процесс метанирования, что ведет за собой прямую потерю продукции

(около 7 т/сут). Отсюда следует, что потери из-за неполного удаления диоксида углерода равняются около 1,1% мощности установки. Процесс очистки газа от диоксида углерода горячим раствором поташа имеет некоторые принципиальные преимущества перед другими процессами, например при процессе очистки раствором - примерно 1/3 тепла тратится на подогрев раствора вследствие не до рекуперации в теплообменниках. При очистке горячим раствором поташа эта статья полностью отпадает. Так же, при очистке раствором – МЭА, 25-30% тепла тратится на разложение соединений моноэтаноламина с диоксидом углерода. В случае поташной очистки, эта величина снижается в 2,5 раза. Исходя из этого пар расходуется в большей степени лишь на отдувку диоксида углерода, а также на покрытие тепловых потерь в окружающую среду [36].

1.5 Недостатки технологии очистки применяемой на производстве

Технология очистки конвертированного газа от CO₂ при помощи абсорбции растворами МДЭА сложный процесс включающий в себя сложную технологическую цепочку оборудования, требующего для своей работы значительных затрат различных видов энергии. Критический анализ технологических схем позволит выявить слабые места процесса, усовершенствовать аппаратное оформление процесса, перераспределить оптимальным образом материальные и энергетические потоки. Помимо проблем энергетического характера существуют технологические проблемы, связанные с деструкцией метилдиэаноламина, смолообразованием и т.д. В свете вышесказанного можно сделать вывод от том что процесс обладает большим потенциалом для совершенствования в ключе использования подходов энерго- и ресурсосбережения.

2 Технологическая часть

2.1 Краткая характеристика применяемого сырья, полупродуктов и готовой продукции.

1. Конвертированная парогазовая смесь на входе в отделение МДЭА-очистки имеет следующий состав: (в % об.)

N_2 - 19,7 – 20,0%;

H_2 - 61,2 – 61,9%;

CO - 0,46 – 0,51%;

CO_2 - 17,1 – 17,8%;

CH_4 - 0,26 – 0,3%;

Ar - 0,22 – 0,27%.

Вследствие наличия водорода данная смесь горит и образует взрывоопасные смеси с воздухом. Предел взрываемости 4 – 75% (по водороду). Вследствие наличия окиси углерода (предельно допустимая концентрация CO в воздухе рабочей зоны 20 мг/м³) оказывает токсическое действие на организм человека. Конечным продуктом после метанатора является АВС следующего состава (% об.):

N_2 - 2,3–24,3%;

H_2 - 4-76%;

CO - до 10 млн. долей;

CO_2 - до 5 млн. долей;

CH_4 - 1,4%;

Ar - 0,3%.

1. Раствор МДЭА-смесь аминов для очистки газов от CO_2 . Состав рабочей смеси следующий :

Вода – 50%;

Пиперазин (активатор) - 5%;

Метилдиэтаноламин (основное вещество) - 35 – 38%.

Метилдиэтаноламин (МДЭА) представляет собой бесцветную вязкую жидкость с температурой кипения 152 - 162°C при давлении 760 мм.рт.ст.. При атмосферном давлении и температуре выше 126°C МДЭА разлагается. МДЭА смешивается с водой в любых соотношениях. Чистый раствор МДЭА горит, температура вспышки паров 71°C. Попадание раствора на горячую волокнистую изоляцию понижает температуру самовозгорания, что может привести к самовоспламенению. Раствор МДЭА оказывает коррозионное действие на цветные металлы (медь, олово, бронзу, латунь, свинец). Раствор МДЭА токсичен и действует раздражающе на кожу человека, пары раствора амина токсичны. Допустимая концентрация МДЭА – 5 мг/м³. [37]

3. Катализатор метанирования никелевый, на алюминиевой основе. Отработанный катализатор оказывает токсическое действие на организм человека вследствие наличия карбонила никеля – Ni(CO)₄. Допустимая концентрация карбонила никеля в воздухе 0,0005 мг/м³.

4. Углекислый газ – CO₂. Физиологически инертный газ в больших концентрациях оказывает удушающее действие, не горюч, не взрывоопасен.

5. Конденсат газовый. Содержание аммиака в газовом конденсате:

До разгонки – не выше 1000 мг/л;

После разгонки н/б 1 мг/л, органических соединений н/б 5 мг/л в пересчете на метанол.

6. Активный уголь марки СКТ-3. Твердое вещество гранулированное насыпная плотность 550 г/дм³. Угольная пыль оказывает токсическое действие на организм человека, вызывая антракоз при вдыхании. Допустимая концентрация активного угля в воздухе – 3,5 мг/м³. Угольная пыль, осевшая из воздуха – пожароопасная, температура самовоспламенения 405°C.

7. Турбинное масло ТП-22. Турбинное масло используется для циркуляционной смазки подшипников насосов и турбин. [38]

Таблица 2.1 -Характеристика масла

Характеристика	Значение
кинематическая вязкости при 50°С	20 – 23 ост.
кислотность КОН мг/г	не более 0,05
содержание воды	отсутствует
зольность в %	не более 0,005
содержание мех-примесей	отсутствие
температура вспышки	не ниже 186°С
температура застывания	не выше 15°С

8. Анти-вспениватель ПМС-200 полиметил силиконовая жидкость. Плотность 1 г/см³, молочно белая жидкость стойкая к расслаиванию. Температура замерзания - 0°С, температура кипения - 300°С.

9. Пиперазин – активатор раствора МДЭА. Химическая формула – C₄H₁₀N₂, представляет из себя бесцветные кристаллы с аминным запахом. Хорошо растворяется в воде [39].

2.2 Описание технологической схемы.

Установка очистки газа от CO₂.

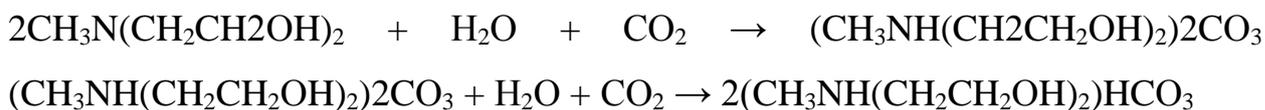
Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода на агрегатах АМ-76 осуществляется:

Раствором моноэтаноламина - 5 агрегат;

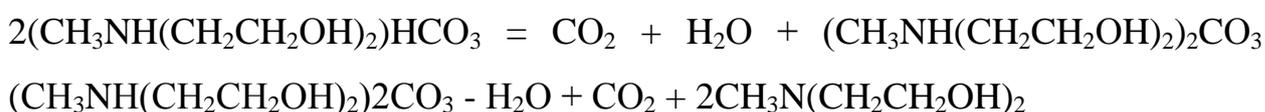
Раствором метилдиэтаноламина - 6,7 агрегаты

Очистка конвертированного газа от CO₂ осуществляется 38-50% раствором МДЭА с отдельными потоками (двух поточная схема). Конвертированный газ под давлением не более 28 кгс/см² и с температурой не более 50°С подается в абсорбер, орошаемый 38-50% раствором МДЭА с температурой 46-60°С.

Абсорбция CO_2 происходит в вертикальном цилиндрическом аппарате на ситчатых тарелках с высокими барботажными слоями жидкости. В соответствии с принятой двух поточной схемой абсорбер разделен на две секции: нижнюю и верхнюю. В процессе абсорбции протекают следующие реакции:



Температура процесса абсорбции находится в пределах 47-65 °С. При повышении температуры насыщенного раствора происходит выделение двуокси углерода из раствора МДЭА, на чем основан процесс регенерации.



Конвертированный газ, содержащий около 18% CO_2 , проходит вначале нижнюю секцию абсорбера, а затем верхнюю и очищается до остаточного содержания CO_2 не более 0,03% об.. В верхней части абсорбера очищенный от углекислоты конвертированный газ проходит колпачковые тарелки, орошаемые флегмой, сепарирующее устройство и встроенный брызго-отделитель для уменьшения уноса раствора МДЭА с газом. Очищенный от CO_2 конвертированный газ направляется на метанирование. Содержание CO_2 в конвертированном газе контролируется после нижней и верхней секции абсорбера газо-анализаторами. Повышение содержания CO_2 в конвертированном газе более 1,0% после нижней секции и более 0,035% после верхней секции абсорбера сигнализируется на щите в ЦПУ. Верхняя секция абсорбера орошается глубоко регенерированным раствором 2-го потока. Здесь раствор насыщается углекислотой от 0,01-0,025 Мо CO_2 /Мо МДЭА до 0,1-0,25 Мо CO_2 /Мо МДЭА и поступает в нижнюю секцию, где смешивается с грубо регенерированным раствором МДЭА, идущим из регенератора первым потоком [40].

Расход раствора МДЭА, поступающего на орошение абсорбера (1 и 2 потоки), регулируется автоматически.

Постоянный уровень в абсорбере поддерживается автоматически клапанами, работающими в двух режимах:

- а) LCV - 301 А - работа, LCV -301 Б - резерв или наоборот;
- б) LCV - 301 А и Б - работа.

Режим б) предусмотрен для устранения вибрации, наблюдающейся при работе на одном клапане.

При понижении уровня в абсорбере до пред минимума (20%) происходит закрытие клапанов LCV - 301 А/Б. По минимальному уровню в абсорбере (10%) происходит закрытие отсекаателя на линии выхода насыщенного МДЭА-раствора из абсорбера. Насыщенный раствор выходит из нижней секции абсорбера со степенью насыщения $-0,35 -0,45 \text{ MoCO}_2/\text{Mo}$ МДЭА с температурой $47-65^\circ\text{C}$ и поступает на регенерацию.

Регенерация раствора производится в 2-х параллельно работающих регенераторах-рекуператорах, связанных уравнительными коллекторами по парогазовой смеси и раствору, с распределением по 50% насыщенного раствора на каждый. Равномерность распределения потоков насыщенного раствора на регенераторы достигается за счет установленных дроссельных шайб с внутренним диаметром 120 мм перед электро-задвижками.

Количество раствора, поступающего на каждый аппарат, контролируется расходомерами и регулируется электро-задвижками в ЦПУ. Регенератор -рекуператор разделен на две секции [41].

В верхней секции (тарелки N10-31) на ситчатых тарелках N 12-30 расположены U-образные теплообменные элементы, в которых происходит передача тепла от горячего регенерированного МДЭА-раствора насыщенному раствору. В этой секции происходит десорбция всего количества насыщенного раствора, поступающего в регенератор, до

содержания $0,1 - 0,25 \text{ MoCO}_2/\text{Mo}$ МДЭА за счет тепла парогазовой смеси, поступающей из нижней секции аппарата и тепла регенерированного раствора обоих потоков, передаваемого через встроенные теплообменники. Затем раствор в каждом регенераторе - рекуператоре делится на два приблизительно равных потока.

Первый поток – грубо регенерированный с температурой $90-110^\circ\text{C}$ выводится из верхней секции регенераторов - рекуператоров объединяется от двух аппаратов в коллекторе и насосом перекачивается снизу вверх через встроенные теплообменные элементы регенераторов - рекуператоров по тарелкам, где охлаждается до температуры $60 - 90^\circ\text{C}$. После регенераторов - рекуператоров раствор 1-потока с температурой $60 - 90^\circ\text{C}$ направляется в воздушный холодильник. Дальнейшее до охлаждение регенерированного раствора 1- потока до температуры $46-60^\circ\text{C}$ предусмотрено в теплообменниках, за счет речной воды, поступающей с ХВО. Далее регенерированный раствор направляется в емкость, откуда насосом подается на орошение нижней секции абсорбера. Уровень в емкости регулируется автоматически.

Второй поток раствора МДЭА через переливные устройства внутри регенератора - рекуператора, поступает в нижнюю секцию (тарелки 1 - 9) для более глубокой регенерации. Окончательная десорбция CO_2 из раствора происходит в выносных газовых кипятильниках и паровом кипятильнике до содержания $0,01-0,025 \text{ MoCO}_2/\text{Mo}$ МДЭА. Второй поток грубо регенерированный выводится с температурой $110 - 125^\circ\text{C}$ из нижней секции регенераторов - рекуператоров, объединяется от двух аппаратов в коллекторе и насосом 1,2 прокачивается через встроенные теплообменные элементы регенераторов-рекуператоров, где подобно 1-ому потоку охлаждается до $60-90^\circ\text{C}$ [42].

Дальнейшее охлаждение регенерированного раствора 2-го потока происходит в воздушном холодильнике с охлаждением до 46-60°C в теплообменниках за счет речной воды, подаваемой с ХВО в межтрубное пространство теплообменника. Далее регенерированный раствор 2-го потока поступает в емкость, откуда насосом подается на орошение верхней секции абсорбера. Уровень в емкости регулируется автоматически. Температурный режим, давление, уровень и сопротивление регенераторов-рекуператоров контролируется в ЦПУ с постоянной регистрацией.

Для поддержания баланса влаги в системе очистки автоматически регулируется постоянная подпитка конденсатом с коррекцией по уровню в регенераторах-рекуператорах. Предусмотрено включение резервных насосов при остановке рабочих.

Тепло необходимое для регенерации, сообщается раствору конвертированной парогазовой смесью, поступающей из отделения конверсии с температурой не более 178°C в газовые кипятильники. Данная температура достигается за счет впрыска газового конденсата насосами в узел охлаждения. Предусмотрена перемычка от линии питательной воды высокого давления в узел. Недостающее количество тепла передается раствору через паровой кипятильник поз.307, в которые подается пар - 7 кгс/см² с температурой 170 - 178 С. Постоянный расход пара на регенерацию поддерживается автоматическим регулятором. В схеме принят один паровой кипятильник п.307. Конденсат после парового кипятильника поз.307 проходит через отделитель парового конденсата и поступает в расширительный бак пара вторичного вскипания. Образовавшийся здесь пар Р с давлением не более 1 кгс/см² направляется в деаэратор, а конденсат с температурой не более 120°C подается в подогреватель питательной воды, а затем на установку приготовления питательной воды. Отвод конденсата из отделителей в бак вторичного вскипания осуществляется автоматически

регуляторами. Благодаря съемным элементам в конструкции верхней части регенераторов-рекуператоров схема очистки предусматривает работу по двум вариантам:

- а) с отдувкой горючих газов из насыщенного раствора в регенераторах-рекуператорах для получения двуокиси углерода с содержанием горючих до 0,02% об. - "чистая фракция;
- б) без отдувки горючих. По варианту "а" CO_2 выводится из каждого регенератора-рекуператора двумя потоками: "чистая" и "грязная" фракции

«Чистая» фракция, составляющая до 85% от общего количества CO_2 , выводится из регенератора-рекуператора ниже точки ввода насыщенного раствора с тарелки N 29 с температурой 60 - 75°C и давлением 0,4 - 0,5 кгс/см², проходит выносной сепаратор, где отделяется от брызг МДЭА - раствора. Далее охлаждается до температуры не более 45°C в воздушном холодильнике - конденсаторе. После чего "Чистая" фракция поступает в сборник флегмы, где отделяется от конденсата (флегмы) и поступает к потребителю или на выхлоп в атмосферу [43].

Раствор МДЭА, отделившийся в сепараторе, сливается в емкость или по линии дренирования.

«Грязная» фракция - оставшаяся часть CO_2 , с содержанием горючих до 5% об., проходит в верхней части регенераторов-рекуператоров колпачковые тарелки, орошаемые флегмой, встроенный сепаратор и с температурой 60 - 75°C и $P=0,4-0,5$ кгс/см² выводится из регенераторов-рекуператоров.

Далее «грязная» фракция охлаждается до температуры не более 45°C в воздушном холодильнике - конденсаторе, проходит сепаратор для отделения конденсата (флегмы) и выбрасываются в атмосферу. Количество «грязной» фракции регулируется автоматически.

По варианту «б» CO_2 с содержанием горючих до 2% об. выводится одним потоком из верхней части регенераторов - рекуператоров с температурой 60 - 75°C и $P=0,4 - 0,5 \text{ кгс/см}^2$ охлаждается до температуры не выше 45°C в воздушном холодильнике-конденсаторе, проходит сборник флегмы, где отделяется от конденсата (флегмы) и поступает потребителю или на выхлоп в атмосферу.

Флегма из сепаратора поступает на всас насосов и возвращается в схему для поддержания водного баланса. Часть флегмы насосом подается на колпачковые тарелки в верхнюю часть регенераторов - рекуператоров и сепаратора для улавливания паров МДЭА из CO_2 , а также на уплотнение сальников насосов. Уплотняющая жидкость с насосов поступает в дренажную емкость и погружным насосом возвращается в систему для поддержания водного баланса.

При работе насосов в первоначальный период и для обеспечения циркуляции раствора в зимний период при "снятии" газа с отделения очистки предусмотрена перемычка Ду 50 с нагнетания насосов на всас насосов (возврат «протечек» в сепаратор для исключения разбавления раствора питательной водой). При понижении уровня в дренажной емкости до минимума (20%) происходит автоматическая остановка насосов. Другая часть флегмы подается поршневым насосом на верх абсорбера, на колпачковые тарелки для улавливания раствора МДЭА из очищенного конвертированного газа. На выдаче флегмы из сборника установлен регулятор уровня. С целью очистки рабочего МДЭА-раствора от продуктов разложения, окисления, осмоления и неорганических примесей, вызывающих коррозию и эрозию аппаратуры, установлены 6 фильтров-4 механических и 2 угольных. 2 механических фильтра, расположенных перед угольными фильтрами, предназначены для улавливания частиц более 10 микрон. 2 механических фильтра после угольных фильтров улавливают частицы более

5 микрон. Для очистки от продуктов разложения раствор МДЭА поступает на всас насоса далее в один из механических фильтров, где проходит очистку от механических примесей. Перепад на механических фильтрах не может быть более $0,5 \text{ кгс/см}^2$, измеряется перепадо-метрами. Далее раствор поступает на угольные фильтры, где очищается от продуктов разложения с расходом на каждый фильтр не более $50 \text{ м}^3/\text{час}$. Перепад на угольных фильтрах измеряется приборами, который не может быть более $1,5 \text{ кгс/см}^2$. Очищенный от продуктов разложения раствор после угольных фильтров попадает в механические, где очищается от угольной пыли. Перепад на фильтрах измеряется перепадо-метрами и должен быть не более $0,5 \text{ кгс/см}^2$. Раствор МДЭА, пройдя очистку от механических примесей и продуктов разложения, поступает под зеркало жидкости в емкость. В ходе очистки раствора МДЭА необходимо следить за перепадами на механических фильтрах, отключая их для очистки. Во время очистки фильтров включать в работу резервный. После отработки угольной насадки, по результатам аналитического контроля, угольный фильтр отключают на перегрузку [44].

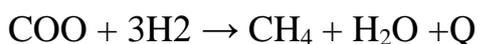
Все емкости с МДЭА-раствором находятся под буферным азотом с давлением не выше $0,05 \text{ кгс/см}^2$ изб., поступающим из сети азота (99,98% об.) после регулятора. Буферный азот предохраняет раствор МДЭА от окисления при контакте с кислородом воздуха.

Метанирование.

После моноэтаноламиновой очистки неочищенная азото водородная смесь содержит окись углерода не более 0,65% объемных и двуокись углерода не более 300 млн. долей, являющихся ядами для катализатора синтеза аммиака.

Тонкая очистка газа от окиси и двуокиси углерода производится метанированием, основанным на реакцией взаимодействия CO и CO_2 с водородом, содержащимся в газе, с образованием метана и воды.

Реакция метанирования:



Обе реакции являются экзотермическими, теоретическое повышение температуры на 1 % CO составляет 74°C и на 1% CO₂ 60°C.

Для осуществления процессов метанирования требуется подогрев газа до 280-320°C, поэтому перед входом в метанатор, неочищенная АВС проходит последовательно два подогревателя в отделении конверсии окиси углерода.

В подогревателе неочищенной АВС I ступени газ нагревается от температуры не выше 50°C до температуры не выше 100°C конвертированным газом после АХУ.

В подогревателе неочищенной АВС II ступени газ подогревается до 280-320°C конвертированной парогазовой смесью, идущей из котла утилизатора после конверсии окиси углерода I ступени, и поступает в метанатор [45].

Температура газа перед метанированием поддерживается автоматически регулятором на байпасе холодного газа мимо неочищенной АВС в линию газа, поступающего в метанатор, а также изменением положения заслонок с дистанционным управлением из ЦПУ, расположенных, соответственно, на входной и байпасных линиях подогревателя неочищенной АВС I ступени. (На агрегате 05А байпас 119 и заслонки HCV-146, 147 отсутствуют.)

В метанаторе газ проходит слой никелевых катализаторов (объемная скорость газа 4340 час⁻¹), в присутствии которого водород вступает в реакцию с CO и CO₂ и, таким образом, происходит тонкая очистка газа до содержания не выше 1-10 млн. долей CO и 1-5 млн. долей CO₂.

При нормальной работе, когда в газе, идущем на метанирование, содержание окиси и двуокиси углерода не превышает нормы (не более 0,65% об. CO и 300 млн. долей CO₂), температура в зоне реакции составляет 320-350°C.

При увеличении содержания CO и CO₂ в газе, подаваемом на метанирование, температура в зоне реакции возрастает.

Замеры температуры в метанаторе производятся в верхнем, среднем и нижнем слоях катализатора показанием в ЦПУ на регистрирующие приборы и сигнализацией максимальной температуры [46].

Учитывая высоко экзотермический характер реакции метанирования, предусмотрена защита метанатора от повышения температуры сверх заслонки и задвижки с электроприводом на линии подачи газа в метанатор.

При отсечке газа на входе в метанатор срабатывают на остановку компрессора АВС.

Сброс газа, при этом, происходит на факел через регулятор, поддерживающий давление в системе. Повышение давления сигнализируется в ЦПУ.

Предусмотрено дистанционное управление из ЦПУ заслонкой и электро-задвижкой на входе в метанатор. Положение заслонки и электро-задвижки сигнализируется.

Очищенная АВС из метанатора с температурой не более 380°C поступает в межтрубное пространство подогревателя деаэрированной питательной воды высокого давления, где охлаждается до 120-130°C, а затем проходит межтрубное пространство подогревателя не деаэрированной питательной воды низкого давления, охлаждаясь до 55-65°C.

Окончательное охлаждение АВС до 41-45°C и конденсация водяных паров, образовавшихся в результате реакций метанирования, проходит в аппарате воздушного охлаждения.

Для снижения температуры охлаждающего воздуха в летнее время в аппарат воздушного охлаждения предусмотрен впрыск увлажняющей воды. Замер температуры газа после аппарата воздушного охлаждения вынесен на прибор в ЦПУ с сигнализацией минимального значения. После отделения газового конденсата во влаго-отделителе, газ направляется на всас I ступени центробежного компрессора АВС.

На выходе из влаго-отделителя предусмотрен автоматический анализ газа на содержание H_2 , CH_4 , CO и CO_2 с сигнализацией в ЦПУ максимального значения CO и CO_2 (CO - 10млн. долей, CO_2 - 5 млн. долей). Давление газа перед компрессором поддерживается автоматическим регулятором сбросом газа на факел после влаго-отделителя. Повышение давления сигнализируется в ЦПУ.

Газовый конденсат из влаго-отделителя подается в аппарат, уровень конденсата влаго-отделителя поддерживается автоматически.

Максимальный и минимальный уровни во влаго-отделителе сигнализируются в ЦПУ. По сверх максимальному уровню срабатывает блокировка на отключение азот водородного компрессора. Газ, при этом, сбрасывается на факел через регулятор давления [47].

Тепло горячего газа после метанирования используется в аппарате для подогрева деаэрированной питательной воды с температурой 102-104°C до 280-300°C. Питательная вода подается в трубное пространство подогревателя с деаэрации насосами с давлением не более 140 кгс/см² изб. и после подогрева направляется в паросборник для получения пара $P=102-109$ кгс/см² изб. Для регулирования количества деаэрированной воды высокого давления, подаваемой в аппарат, на линии подачи воды в подогреватель установлен регулирующий клапан с дистанционным управлением из ЦПУ. Показание температуры деаэрированной питательной воды, выходящей из

подогревателя, вынесено в ЦПУ на регистрирующий прибор с сигнализацией максимальной температуры.

В трубном пространстве аппарата за счет теплообмена с газом подогревается не деаэрированная питательная вода до 80-85°C, направляющаяся затем на деаэрацию. При нарушениях режима очистки газа и снижении температуры газа после АВО для предотвращения образования угле аммонийных солей предусмотрен впрыск жидкого аммиака от насосов в линию газа перед воздушным холодильником.

Компримирование азото водородной смеси.

Очищенная от окислов углеводорода АВС с давлением 23,5-24,5 кгс/см² изб. и температурой 41-45°C из сепаратора поступает на всас компрессора.

Давление газа на всасе поддерживается регулятором числа оборотов турбины.

На линии всаса I секции сжатия компрессора установлены: электро-задвигка, управляемая из ЦПУ предохранительный клапан.

В I секции газ сжимается до давления не более 51 кгс/см² изб. и с температурой не более 165°C проходит расходомер антипомпажного регулятора и поступает в холодильник с воздушным охлаждением, где охлаждается до 30-49°C, и через сепаратор, в котором отделяется газовый конденсат, поступает на всас II секции компрессора.

Для регулирования режима работы холодильника имеется дистанционное управление производительностью рабочих вентиляторов изменением угла атаки лопастей с помощью регулятора.

В холодильнике имеется сигнализация по минимальной температуре и регулирование температуры газа с помощью изменения положения жалюзей.

Уровень газового конденсата в сепараторе поддерживается автоматически регулятором.

Повышение уровня сигнализируется в ЦПУ датчиком. При недопустимом повышении уровня срабатывает блокировка и компрессор останавливается [48].

После сепаратора на линии газа имеются:

- предохранительные клапаны;
- дистанционный сброс на факельную установку через регулятор;
- ручная продувка в атмосферу; расход антипомпажного регулятора;
- линия автоматического сброса газа на всасе I секции через клапан;
- отбор АВС в отделение сероочистки через клапан.

После сжатия во II секции газ с давлением не более 101 кгс/см^2 изб. и температурой не более 180°C проходит обратный клапан и поступает в холодильник с воздушным охлаждением, где охлаждается до $30\text{-}49^\circ\text{C}$. После холодильника газ направляется в аммиачный испаритель, а затем в сепаратор, в котором отделяется газовый конденсат. Далее газ поступает на всас II секции компрессора с температурой $5\text{-}11^\circ\text{C}$.

До сепаратора на линии газа имеются:

- линия автоматического сброса газа на всас I секции через отсекающий клапан при остановке компрессора;
- обратный клапан;
- линия жидкого аммиака от насосов, подача аммиака необходима для исключения образования карбаматов.

Режим работы холодильников регулируется путем изменения угла атаки лопастей вентиляторов с помощью регулятора.

При пониженной температуре окружающего воздуха регулирование температуры газа производится изменением положения жалюзи по минимальной температуре воздуха, в холодильнике имеется сигнализация.

В аммиачном испарителе температура газа регулируется автоматически регулятором давления газообразного аммиака на выходе из

аппарата. Постоянный уровень жидкого аммиака поддерживается автоматически регулятором [49].

Повышения уровня сигнализируется в ЦПУ датчиком.

При недопустимом повышении уровня срабатывает блокировка и компрессор останавливается.

После сепаратора на линии газа имеются:

- ручная продувка в атмосферу.

I и II секции компрессора расположены в одном корпусе.

На линиях нагнетания I и II ступеней имеются сигнализация по максимальной температуре газа, также блокировки, по которым производится остановка компрессора.

В III ступени компрессора АВС сжимается до давления не более 218 кгс/см² изб. и с температурой не более 143°C поступает в холодильник с воздушным охлаждением, где охлаждается до 45-55°C. После холодильника газ освобождается от газового конденсата в сепараторе и идет на всас IV ступени компрессора.

Перед сепаратором на линии газа имеются:

- линия автоматического сброса газа на всас II секции через регулятор;
- обратный клапан.

Регулирование температуры газа на выходе из холодильника производится с помощью автоматического управления производительностью вентиляторов изменением угла атаки лопастей с помощью регулятора.

Пониженная температура газа сигнализируется приборами.

Температура газа на выходе из холодильника при низкой температуре воздуха регулируется изменением положения жалюзи.

Уровень газового конденсата в сепараторе поддерживается автоматически регулятором. Повышение уровня сигнализируется в ЦПУ

датчиком. При недопустимом превышении уровня срабатывает блокировка и компрессор останавливается, сепаратора на линии газа имеются:

- ручная продувка в атмосферу;
- расходомер.

В IV секции газ сжимается до давления не более 320 кгс/см² изб. и с температурой не более 160°C поступает в воздушный холодильник, в котором охлаждается до 40-45°C и направляется в отделитель синтеза. Температура газа после холодильника регулируется изменением угла атаки лопастей вентиляторов посредством автоматической системы регулирования. При достижении температуры окружающего воздуха ее минимального значения срабатывает сигнализация.

Температура газа регулируется изменением положения жалюзи.

На линии газа до холодильника имеются:

- линия автоматического сброса газа на нагнетание III секции через регулятор;
- линия подачи газа с нагнетания циркуляционного колеса через дистанционный клапан, которая используется при работе компрессора на байпасном режиме.

На линии газа после холодильника имеются:

- отсекающий;
- линия подачи газа с нагнетания компрессора на всас циркуляционного колеса через дистанционный клапан, которая используется при работе компрессора на байпасном режиме;
- предохранительные клапаны;
- ручной сброс газа из компрессора на факельную установку;
- обратный клапан.

Циркуляционный газ поступает из отделения синтеза на всас циркуляционного колеса, в котором сжимается до давления не более 319

кгс/см² изб. и температуры не более 55°С, затем возвращается в отделение синтеза.

На линии всаса циркуляционного колеса находятся:

- ручной сброс газа на факельную установку;
- отсекаТЕЛЬ.

На линии нагнетания циркуляционного колеса находятся:

- байпасная линия подачи газа в холодильники;
- ручной сброс на факел;
- предохранительные клапаны;
- I отсекаТЕЛЬ;
- расходомер.

IV ступень компрессора и циркуляционное колесо расположены в одном корпусе.

В период пуска компрессоров для разогрева трубопроводов подается азот или ABC на всас I секции, всас циркуляционного колеса, нагнетание I, II, III, IV секций [50].

При аварийной остановке компрессора байпасные клапаны автоматически открываются, а отсекатели закрываются. Все байпасные линии имеют паровой обогрев.

3 Технологический расчет

3.1 Расчет регенератора.

3.1.1 Перевод концентрации в мольные доли.

Нам необходимо перевести концентрацию в мольные доли, для этого используем формулу (3.1):

$$n_g = \frac{\frac{x_g}{M_g}}{\frac{x_g}{M_g} + \frac{x_n}{M_n}} \quad (3.1)$$

где x_g, x_n - массовые доли компонента верхней и нижней части регенератора;

В дистилляте: $x_D = \frac{\frac{60}{248,724}}{\frac{60}{248,724} + \frac{40}{211,4154}} = 0,56$ мольные доли.

В исходной смеси: $x_F = \frac{\frac{3}{248,724}}{\frac{3}{248,724} + \frac{97}{211,4154}} = 0,0256$ мольные доли.

В кубовом остатке: $x_W = \frac{\frac{0,1}{248,724}}{\frac{0,1}{248,724} + \frac{99,9}{211,4154}} = 0,0009$ мольные доли.

3.1.2 Материальный баланс.

Обозначим массовый расход дистиллята через G_D кг/ч, кубового остатка G_W кг/ч.

Из уравнений материального баланса:

$$G_D + G_W = 62500 \text{ кг/ч} \quad (3.2)$$

$$G_D \cdot 0,56 + G_W \cdot 0,0009 = 62500 \cdot 0,0256 \text{ кг/ч}$$

Из системы уравнений находим:

$$G_D = 2854,8 \text{ кг/ч}; G_W = 1438,6 \text{ кг/ч}.$$

По формуле (3.3) находим относительный мольный расход питания:

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_D - x_F} = \frac{0,56 - 0,0009}{0,0256 - 0,0009} = 22,19 \quad (3.3)$$

По формуле (3.4) определяем минимальное число флегмы:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,56 - 0,1}{0,1 - 0,0256} = 6,183 \quad (3.4)$$

где y_F^* – мольная доля МДЭА в паре, равновесном с жидкостью питания [51].

Рабочее число флегмы определим по формуле (3.5):

$$R = 1,3R + 0,3 = 1,3 \cdot 6,183 \cdot 0,3 = 8,34 \quad (3.5)$$

Уравнения рабочих линий:

в верхней (укрепляющей) части колонны:

$$y = \frac{R}{(R+1)x} + \frac{x_D}{(R+1)} = \frac{8,34}{(8,34+1)x} + \frac{0,56}{(8,34+1)} = 0,89x + 0,059$$

в нижней (исчерпывающей) части колонны:

$$y = \frac{R+F}{(R+1)x} - \frac{F-1}{(R+1)x_w} = \frac{8,34+22,19}{(8,34+1)x} - \frac{22,19-1}{(8,34+1) \cdot 0,0009} = 3,27x - 0,002$$

3.1.3 Определение скорости пара и диаметра колонны.

По формуле (3.6) рассчитаем среднюю концентрацию жидкости

$$x_{cp} = \frac{x_F + x_{D/W}}{2} \quad (3.6)$$

в верхней (укрепляющей) части колонны:

$$x'_{cp} = \frac{0,0256 + 0,56}{2} = 0,408$$

в нижней (исчерпывающей) части колонны:

$$x''_{cp} = \frac{0,0256 + 0,0009}{2} = 0,0133$$

Найдем средние концентрации пара, подставляя полученную x_{cp} в уравнения рабочих линий [52]:

в верхней части колонны:

$$y'_{cp} = 0,89x + 0,059 = 0,89 \cdot 0,408 + 0,059 = 0,42$$

в нижней части колонны:

$$y''_{cp} = 3,27x - 0,002 = 3,27 \cdot 0,0133 - 0,002 = 0,04$$

в верхней части колонны при $y'_{cp} = 0,42$ температура $t = 115^{\circ}C$

в нижней части колонны при $y''_{cp} = 0,04$ температура $t = 125^{\circ}C$

Следует найти средние молярные массы пара:

в верхней части колонны:

$$M'_{cp} = 0,42 \cdot 248,727 + 0,58 \cdot 211,4154 = 227,086 \text{ г/моль}$$

Исходя из того что мы нашли среднюю молярную массу пара верхней части колонны, то можно рассчитать молярную плотность по формуле (3.7а) :

$$\rho'_{cp} = \frac{M'_{cp} \cdot T_0}{22,4 \cdot T'_{cp}} = \frac{227,086 \cdot 273}{22,4 \cdot 388} = 7,13 \text{ кг/ч} \quad (3.7a)$$

в нижней части колонны:

$$M''_{cp} = 0,04 \cdot 248,727 + 0,96 \cdot 211,4154 = 212,909 \text{ г/моль}$$

Рассчитаем среднюю молярную плотность пара нижней части колонны по формуле (3.7б):

$$\rho''_{cp} = \frac{M''_{cp} \cdot T_0}{22,4 \cdot T''_{cp}} = \frac{212,909 \cdot 273}{22,4 \cdot 398} = 6,52 \text{ кг/ч} \quad (3.7b)$$

Посчитаем среднюю плотность пара в колонне по формуле (3.8):

$$\rho_n = \frac{\rho'_{cp} + \rho''_{cp}}{2} = \frac{6,52 + 7,13}{2} = 6,83 \text{ кг/м}^3 \quad (3.8)$$

В верхней части колонны при $x_D = 0,56$ показатели будут равняться $t = 104^{\circ}C$, $\rho = 929 \text{ кг/м}^3$.

В нижней части колонны при $x_W = 0,0009$ показатели будут равняться $t = 130^{\circ}C$, $\rho = 938 \text{ кг/м}^3$.

Рассчитаем среднюю плотность жидкости в колонне по формуле (3.9)

$$\rho_{ж} = \frac{\rho_e + \rho_n}{2} = \frac{929 + 938}{2} = 934 \text{ кг/м}^3 \quad (3.9)$$

По данным каталога-справочника «Колонны и аппараты» принимаем расстояние между тарелками $h = 1200$ мм. Для ситчатых тарелок находим по графику $C = 0,023$.

Рассчитаем скорость пара в колонне по формуле (3.10):

$$\varpi = C \sqrt{\frac{\rho_{жс}}{\rho_n}} = 0,023 \sqrt{\frac{934}{6,83}} = 0,27 \text{ м/с} \quad (3.10)$$

Средняя температура в колонне высчитывается по формуле (3.11)

$$t_{cp} = \frac{105 + 125}{2} = 120^\circ\text{C} \quad (3.11)$$

При температуре равной 120°C объемный расход проходящего через колонну пара будет рассчитываться по формуле (3.12):

$$V = \frac{G_D(R+1) \cdot 22,4 \cdot T_{cp} \cdot \rho_0}{M_D T_0 \cdot 3600 \cdot \rho} = \frac{2854,8 \cdot (8,34 + 1) \cdot 22,4 \cdot 393 \cdot 2,6}{232,31 \cdot 273 \cdot 3600 \cdot 1} = 2,7 \text{ м}^3/\text{с} \quad (3.12)$$

где $M_D = 0,56 \cdot 248,724 + 0,44 \cdot 211,415 = 232,31 \text{ кг/моль}$

Находим по формуле (3.13) диаметр колонны:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \varpi}} = \sqrt{\frac{2,7}{0,785 \cdot 0,27}} = 3,57 \text{ м} \quad (3.13)$$

По каталогу-справочнику «Колонны и аппараты» берем $D = 3600 \text{ мм}$.

Тогда скорость пара можно рассчитать по формуле (3.14):

$$\varpi = \frac{V}{0,785 \cdot D^2} = \frac{2,7}{0,785 \cdot 12,96} = 0,3 \text{ м/с}. \quad (3.14)$$

3.1.4 Гидравлический расчет.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление тарелки в верхней и нижней части колонны по уравнению:

$$\Delta\rho = \Delta\rho_{сyx} + \Delta\rho_0 + \Delta\rho_{пжс} \quad (3.15)$$

В верхней части колонны:

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки в верхней части колонны рассчитаем по формуле (3.16):

$$\Delta\rho_{сyx} = \frac{\zeta \varpi^2 \rho_n}{2} = \frac{1,82 \cdot 3,75^2 \cdot 7,13}{2} = 91,24 \text{ Па} \quad (3.16)$$

где $\zeta = 1,82$ - коэффициент сопротивления неорошаемых ситчатых тарелок с сечением 7 – 10%; $\varpi_0 = \frac{0,3}{0,08} = 3,75$ м/с – скорость пара в отверстиях тарелки.

Сопротивление, обусловленное поверхностным натяжением формула (3.17):

$$\Delta\rho_0 = \frac{4\sigma}{d_0} = \frac{4 \cdot 0,021}{0,015} = 5,6 \text{Па} \quad (3.17)$$

где, $\sigma = 0,021$ - поверхностное натяжение смеси при средней температуре; $d_0 = 0,015$ - диаметр отверстий тарелок [51].

Сопротивление парожидкостного слоя верхней части колонны:

$$\Delta\rho_{п.ж} = 1,3h_{п.ж}\rho_{ж}gk \quad (3.18)$$

Высота парожидкостного слоя верхней части колонны:

$$h_{п.ж} = h_n + \Delta h \quad (3.19)$$

Необходимо рассчитать Δh верхней части колонны по формуле (3.17):

$$\Delta h = \left(\frac{V_{ж}}{1,85\Pi k} \right)^{2/3} \quad (3.20)$$

Рассчитаем объемный расход жидкости в верхней части колонны по формуле (3.21):

$$V_{ж} = \frac{G_D RM_{cp}}{M_D \rho_{ж}} = \frac{2854,8 \cdot 8,34 \cdot 226,62}{232,31 \cdot 934 \cdot 3600} = 0,0069 \text{ м}^3 / \text{с} \quad (3.21)$$

где $M_{cp} = 0,408 \cdot 248,727 + 0,592 \cdot 211,415 = 226,62 \text{ кг} / \text{моль}$.

Подставляем полученные данные в формулу (3.20):

$$\Delta h = \left(\frac{0,0069}{1,85 \cdot 5,77 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,012 \text{ м}$$

Для получения высоты парожидкостного слоя в верхней части колонны подставим полученные значения в формулу (3.19):

$$h_{п.ж} = 0,16 + 0,012 = 0,172 \text{ м}$$

Для получения сопротивления парожидкостного слоя в верхней части колонны подставим полученные значения в формулу (3.18):

$$\Delta\rho_{нжс} = 1,3 \cdot 0,172 \cdot 934 \cdot 9,81 \cdot 0,5 = 1024,8 \text{ Па}$$

Суммируем все полученные сопротивления по формуле (3.15) и получим общее гидравлическое сопротивление в верхней части колонны:

$$\Delta\rho' = 91,24 + 5,6 + 1024,8 = 1121,6 \text{ Па}$$

В нижней части колонны:

Найдем гидравлическое сопротивление сухой тарелки по формуле (3.16):

$$\Delta\rho_{сх} = \frac{1,82 \cdot 3,75^2 \cdot 6,52}{2} = 83,44 \text{ Па}$$

Рассчитаем сопротивление в нижней части, обусловленное поверхностным натяжением по формуле (3.17):

$$\Delta\rho_0 = \frac{4 \cdot 0,024}{0,015} = 6,4 \text{ Па}$$

Рассчитаем объемный расход жидкости в нижней части колонны по формуле (3.22):

$$V_{жс} = \left(\frac{G_D R}{M_D} + \frac{G_F}{M_F} \right) \cdot \frac{M_{ср}}{\rho_{жс}} = \left(\frac{2854,8 \cdot 8,34}{232,31} + \frac{1438,6}{212,29} \right) \cdot \frac{211,91}{934 \cdot 3600} = 0,0069 \text{ м}^3 / \text{с.} \quad (3.22)$$

где $M_{ср} = 0,0256 \cdot 248,727 + 0,974 \cdot 211,4154 = 212,29$;

$$M_F = 0,0133 \cdot 248,727 + 0,9867 \cdot 211,4154 = 211,91$$

Подставляем полученные данные в формулу (3.20):

$$\Delta h = \left(\frac{0,0069}{1,85 \cdot 5,77 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,012 \text{ м}$$

Рассчитаем высоту парожидкостного слоя нижней части колонны по формуле (3.19):

$$h_{нжс} = 0,16 + 0,012 = 0,172 \text{ м}$$

Рассчитаем сопротивление парожидкостного слоя нижней части колонны по формуле (3.18):

$$\Delta\rho_{нж} = 1,3 \cdot 0,172 \cdot 934 \cdot 9,18 \cdot 0,5 = 1024,34 \text{Па}$$

Суммируем все полученные сопротивления в нижней части колонны по формуле (3.15) и получим общее гидравлическое сопротивление:

$$\Delta\rho'' = 83,44 + 6,4 + 1024,37 = 1114,21 \text{Па}$$

Проверим, соблюдается ли при расстоянии между тарелками $h = 3,6$ м необходимое для нормальной работы условие по формуле (3.23) [52]:

$$h > 1,8 \Delta\rho / (\rho_{ж} * g) \quad (3.23)$$

Для тарелок верхней части колонны, у которых гидравлическое сопротивление $\Delta\rho$ больше, чем у тарелок нижней части:

$$3,6 > 1,8 \cdot \frac{1121,6}{934 \cdot 9,81} = 0,220 \text{м.}$$

Следовательно, вышеуказанное условие соблюдается.

Проверим равномерность работы тарелок – рассчитаем минимальную скорость пара в отверстиях по формуле (3.24), достаточную для того, чтобы ситчатая тарелка работала всеми отверстиями [53]:

$$w_{0,мин} = 0,67 \sqrt{\frac{g\rho_{ж}h_{нж}}{\zeta\rho_n}} = 0,67 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 934 \cdot 0,172}{7,82 \cdot 6,52}} = 3,72 \quad (3.24)$$

Следовательно, тарелки будут работать всеми отверстиями.

3.1.5 Тепловой расчет установки.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсторе, находим по формуле (3.25):

$$Q_D = G_D(1+R)r_D = \frac{2854,8}{3600} \cdot (1+8,34) \cdot 330,024 \cdot 10^3 = 2444362 \text{Вт} \quad (3.25)$$

при $r_D = x_D r_m + (1-x_D)r_e = 0,6 \cdot 8,04 \cdot 10^3 + 0,4 \cdot 8,13 \cdot 10^3 = 330,024 \cdot 10^3$

r_m и r_e – удельные теплоты конденсации при температуре 104°C.

Расход теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара, находим по формуле (3.26):

$$Q_K = Q_D + G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F + Q_{ном} \quad (3.26)$$

$$Q_k = 1,03 * \left(\begin{array}{l} 2444362 + \frac{2854,8}{3600} * 8,13 * 4190 * 104 \\ + \frac{1438,6}{3600} * 8,154 * 4190 * 130 \\ - \frac{1600}{3600} * 8,143 * 4190 * 118 \end{array} \right) = 3\,130\,429 \text{ Вт}$$

Тепловые потери $Q_{\text{пот}}$ принимаем в размере 3% от полезно затрачиваемой теплоты; удельные теплоемкости берем соответственно при $t_D = 104^\circ\text{C}$, $t_W = 130^\circ\text{C}$ и $t_F = 118^\circ\text{C}$. Температура кипения исходной смеси определяем по принципу аддитивности температур кипения $t_F = 118$.

Расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси рассчитываем по формуле (3.27):

$$Q = 1,05 \cdot G_F c_F (t_F - t_n) = 1,05 \cdot \frac{1600}{3600} \cdot 2,1 \cdot 4190 \cdot (118 - 53) = 266903 \text{ Вт} \quad (3.27)$$

Здесь тепловые потери приняты в размере 5%, удельная теплоемкость исходной смеси c_F принята при средней температуре $(118-53)/2=86^\circ\text{C}$.

Расход греющего пара, имеющего давление $P_{\text{абс}} = 3 \text{ гкс/см}^2$ и влажность 5%:

а) в кубе-испарителе рассчитаем по формуле (3.28)

$$G_{z.n} = \frac{Q_k}{r_{z.n} \cdot x} = \frac{3130429}{2141 \cdot 10^3 \cdot 0,92} = 1,6 \text{ кг/с} \quad (3.28)$$

где $r_{z.n} = 2141 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ – удельная теплота конденсации греющего пара.

б) в подогревателе исходной смеси рассчитаем по формуле (3.29):

$$G_{z.n} = \frac{Q}{r_{z.n} \cdot x} = \frac{266903}{2141 \cdot 10^3 \cdot 0,92} = 1,6 \text{ кг/с} \quad (3.29)$$

Всего: $1,6 + 0,14 = 1,74 \text{ кг/с}$.

3.2 Расчет кипяtilьника.

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{cp} = t_{\text{конд}} - t_{\text{кип}} = 116,3 - 53 = 63,3^\circ\text{C} = 63,3\text{K} \quad (3.30)$$

$t_{\text{конд}}$ - температура конденсации сухого насыщенного водяного пара ($^{\circ}\text{C}$); $t_{\text{кип}}$ - температура кипения рабочего раствора ($^{\circ}\text{C}$).

По формуле (3.31) определяем коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к поверхности вертикальных труб:

$$\alpha_{\text{конд}} = 2,04 \cdot \frac{A_t}{(H\Delta t_{\text{конд}})^{0,25}} = 2,04 \cdot \frac{7188}{4,23^{0,25}} \cdot (\Delta t_{\text{конд}})^{-0,25} = 10200(\Delta t_{\text{конд}})^{-0,25} \quad (3.31)$$

Отсюда следует,

$$q_{\text{конд}} = \alpha_{\text{конд}} \Delta t_{\text{конд}} = 10200 \Delta t_{\text{конд}}^{0,75} \quad (3.32)$$

Для того что бы найти коэффициент теплоотдачи от стенки труб к кипящему раствору, мы сделаем расчет по формуле (3.33):

$$\alpha_{\text{кип}} = b \cdot \left(\frac{\lambda^2 \rho}{\mu \sigma T_{\text{кип}}} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 0,082 \cdot \left(\frac{0,163^2 \cdot 1001,5}{0,677 \cdot 10^{-3} \cdot 40,255 \cdot 10^{-3} \cdot 253} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 1,29 q^{2/3} \quad (3.33)$$

$$\text{где } b = 0,0075 \cdot \left[1 + 10 \left(\frac{\rho_n}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{2/3} \right] = 0,0075 \cdot \left[1 + 10 \left(\frac{990,7}{1001,5} \right)^{2/3} \right] = 0,082 \quad (3.34)$$

Тепловую проводимость загрязненной стенки со стороны греющего пара примем $\sim 2900 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, с тем же и со стороны кипящего раствора $\sim 5800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Тогда

$$\frac{1}{\sum r_{\text{ст}}} = \frac{1}{\frac{1}{2900} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800}} = 1785 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) \quad (3.35)$$

где $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ – коэффициент тепло-проводимости стали.

Вследствие того, что $\alpha_{\text{конд}} = f_1(\Delta t_{\text{конд}})$ и $\alpha_{\text{кип}} = f_2(q_{\text{кип}}) = f_3(\Delta t_{\text{кип}})$, для подсчета коэффициента теплопередачи принимаем метод последовательных приближений [54].

При данном установившемся режиме теплопередачи $q_{\text{кип}} = q_{\text{конд}}$, выражаем $\alpha_{\text{кип}}$ через $q_{\text{конд}}$:

$$\alpha_{\text{кип}} = 1,29 q_{\text{кип}}^{2/3} = 1,29 q_{\text{конд}}^{2/3} = 1,29 \cdot (10200 \Delta t_{\text{конд}}^{0,75})^{2/3} = 607 \Delta t_{\text{конд}}^{0,5} \quad (3.36)$$

Далее рассчитываем исходные значения $K_{исх}$ и $q_{исх}$, принимаем $\Delta t_{конд} = 1K$:

$$K_{исх} = \frac{1}{\frac{1}{q_{конд}} + \frac{1}{\frac{1}{\sum r_{ст}}} + \frac{1}{\alpha_{кин}}} = \frac{1}{\frac{1}{10200} + \frac{1}{1785} + \frac{1}{607}} = 434 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) \quad (3.37)$$

$$q_{исх} = K_{исх} \Delta t_{ср} = 434 \cdot 63,3 = 27472,2 \text{ Вт}/\text{м}^2 \quad (3.38)$$

Находим значение $(\Delta t_{конд})_1 = \frac{q_{исх}}{\alpha_{конд}} = \frac{27472,2}{10200} = 2,69 \text{ К} = 2,69^\circ\text{С}$ (3.39)

Перечень исходных данных, а так же результаты последующих расчетов, отображены в таблице - 3.2.1:

Приближение и поверочный расчет	Конденсация греющего пара						
	$t_{конд}$ °С	$t_{ст.1}$ °С	$\Delta t_{конд}$ К	$\Delta t_{конд}^{0,25}$	$\alpha_{конд}$ Вт/(м ² ·К)	$q_{конд}$ Вт/м ²	
1	116,3	113,61	2,69	7,22	7965	21426	
2	116,3	108,92	4,69	21,9	6931	32506	
3	116,3	102,69	6,23	38,8	6456	40221	
Приближение и поверочный расчет	Стенка и ее загрязнения		Кипение раствора				
	$\frac{1}{\sum r_{ст}}$ Вт/(м ² ·К)	$\Delta t_{ст}$ К	$t_{ст.2}$ °С	$t_{кин}$ °С	$\Delta t_{кин}$ К	$\alpha_{кин}$ Вт/(м ² ·К)	$q_{кин}$ Вт/м ²
1	1785	12	101,61	53	48,61	995	48400
2	1785	18,2	90,72	53	37,72	1314	49564
3	1785	22,5	80,19	53	27,19	1514	41166

1. Первое приближение:

$$(t_{ст.1})_1 = t_{конд} - (\Delta t_{конд})_1 = 116,3 - 2,69 = 113,61^\circ\text{С};$$

$$(\alpha_{конд})_1 = 10200 (\Delta t_{конд})_1^{-0,25} = \frac{10200}{2,69^{0,25}} = 7965 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

$$(q_{\text{конд}})_1 = (\alpha_{\text{конд}})_1 \cdot (\Delta t_{\text{конд}})_1 = 7965 \cdot 2,69 = 21426 \text{ Вт} / \text{м}^2$$

$$(\Delta t_{\text{см}})_1 = \sum r_{\text{см}} (q_{\text{конд}})_1 = \frac{21426}{1785} = 12^\circ \text{C}$$

$$(t_{\text{см.2}})_1 = (t_{\text{см.1}})_1 - (\Delta t_{\text{см}})_1 = 113,61 - 12 = 101,61^\circ \text{C}$$

$$(\Delta t_{\text{кин}})_1 = (t_{\text{см.2}})_1 - t_{\text{кин}} = 101,61 - 53 = 48,61^\circ \text{C}$$

$$(\alpha_{\text{кин}})_1 = 1,29 \cdot (q_{\text{конд}})_1^{2/3} = 1,29 \cdot 21426^{2/3} = 995 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

$$(q_{\text{кин}})_1 = (\alpha_{\text{кин}})_1 \cdot (\Delta t_{\text{кин}})_1 = 995 \cdot 48,61 = 48400 \text{ Вт} / \text{м}^2$$

2. Второе приближение:

Как и в первом приближении находим K_1 :

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{(\alpha_{\text{конд}})_1} + \frac{1}{\sum r_{\text{см}}} + \frac{1}{(\alpha_{\text{кин}})_1}} = \frac{1}{\frac{1}{7965} + \frac{1}{1785} + \frac{1}{995}} = 591 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

тогда

$$q_1 = K_1 \Delta t_{\text{ср}} = 591 \cdot 63,3 = 37400 \text{ Вт} / \text{м}^2$$

Величину $(\Delta t_{\text{конд}})_2$ находим, принимая $(q_{\text{конд}})_2 = q_1$ при $(\alpha_{\text{конд}})_1 = 7965 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{K})$

:

$$(\Delta t_{\text{конд}})_2 = \frac{q_1}{(\alpha_{\text{конд}})_1} = \frac{37400}{7965} = 4,69 \text{ K} = 4,69^\circ \text{C}$$

Далее выполняем расчет аналогичный первому приближению:

$$(t_{\text{см.1}})_2 = (t_{\text{см.1}})_1 - (\Delta t_{\text{конд}})_2 = 113,61 - 4,69 = 108,92^\circ \text{C};$$

$$(\alpha_{\text{конд}})_2 = 10200 (\Delta t_{\text{конд}})_2^{-0,25} = \frac{10200}{4,69^{0,25}} = 6931,2 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

$$(q_{\text{конд}})_2 = (\alpha_{\text{конд}})_2 \cdot (\Delta t_{\text{конд}})_2 = 6931 \cdot 4,69 = 32506,4 \text{ Вт} / \text{м}^2$$

$$(\Delta t_{\text{см}})_2 = \sum r_{\text{см}} (q_{\text{конд}})_2 = \frac{32506}{1785} = 18,2^\circ \text{C}$$

$$(t_{\text{см.2}})_2 = (t_{\text{см.1}})_2 - (\Delta t_{\text{см}})_2 = 108,92 - 18,2 = 90,72^\circ \text{C}$$

$$(\Delta t_{\text{кин}})_2 = (t_{\text{см.2}})_2 - t_{\text{кин}} = 90,72 - 53 = 37,72^\circ \text{C}$$

$$(\alpha_{\text{кин}})_2 = 1,29 \cdot (q_{\text{конд}})_2^{2/3} = 1,29 \cdot 32506^{2/3} = 1313,9 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

$$(q_{кин})_2 = (\alpha_{кин})_2 \cdot (\Delta t_{кин})_2 = 1314 \cdot 37,72 = 49564,08 \text{ Вт} / \text{м}^2$$

3. Поверочное (третье) приближение:

Как и в первом приближении находим K_2 :

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{(\alpha_{конд})_2} + \frac{1}{\sum r_{ст}} + \frac{1}{(\alpha_{кин})_2}} = \frac{1}{\frac{1}{6931} + \frac{1}{1785} + \frac{1}{1314}} = 682 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

тогда

$$q_2 = K_2 \Delta t_{ср} = 682 \cdot 63,3 = 43171 \text{ Вт} / \text{м}^2$$

$$(\Delta t_{конд})_3 = \frac{q_2}{(\alpha_{конд})_2} = \frac{43171}{6931} = 6,23 \text{ К} = 6,23^\circ \text{C}$$

Далее выполняем расчет аналогичный первому приближению:

$$(t_{ст.1})_3 = (t_{ст.1})_2 - (\Delta t_{конд})_3 = 108,92 - 6,23 = 102,69^\circ \text{C};$$

$$(\alpha_{конд})_3 = 10200 (\Delta t_{конд})_3^{-0,25} = \frac{10200}{6,23^{0,25}} = 6456,2 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

$$(q_{конд})_3 = (\alpha_{конд})_3 \cdot (\Delta t_{конд})_3 = 6456 \cdot 6,25 = 40220,88 \text{ Вт} / \text{м}^2$$

$$(\Delta t_{ст})_3 = \sum r_{ст} (q_{конд})_3 = \frac{40221}{1785} = 22,5^\circ \text{C}$$

$$(t_{ст.2})_3 = (t_{ст.1})_3 - (\Delta t_{ст})_3 = 102,69 - 22,5 = 80,19^\circ \text{C}$$

$$(\Delta t_{кин})_3 = (t_{ст.2})_3 - t_{кин} = 80,19 - 53 = 27,19^\circ \text{C}$$

$$(\alpha_{кин})_2 = 1,29 \cdot (q_{конд})_3^{2/3} = 1,29 \cdot 40221^{2/3} = 1514,3 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

$$(q_{кин})_3 = (\alpha_{кин})_3 \cdot (\Delta t_{кин})_3 = 1514 \cdot 27,19 = 41165,7 \text{ Вт} / \text{м}^2$$

В таблице - 3.2.1. мы видим что в поверочном (третьем) приближении значения $(q_{конд})_3$ и $(q_{кин})_3$ приблизительно равны.

4 Экономическое обоснование дипломного проекта

4.1 Описание производственной деятельности.

Производство синтеза аммиака очень энергоемкий процесс, что считается одним из самых больших его недостатков. Большую часть энергии в производстве аммиака потребляет очистка природного газа от примесей.

Природный газ является сырьем в производстве аммиака. Прежде чем сырье попадает в колонну синтеза аммиака, оно проходит несколько стадий очистки [55].

В данном дипломном проекте рассматривается отделение очистки конвертированного газа от диоксида углерода. Модернизация агрегата АМ-76 на стадии очистки от диоксида углерода предусматривает, исключении из системы регенератора-рекуператора, выносной паровой кипятыльник. Данная модернизация принесет выгоду при экономии энергии, которую затрачивал паровой кипятыльник, также отсутствие необходимости обслуживания его .

4.2 Расчет годовой производственной мощности.

В данном разделе рассчитаем производственную мощность установки. Производственная мощность определяется по ведущему оборудованию - регенератор, в котором осуществляется основной производственный процесс – очистка конвертированного газа от диоксида углерода [55].

$$M = Q_{\text{ч}} \cdot \Phi_{\text{эф}} = 72,58 \cdot 8280 = 600962,4 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (4.1)$$

где $Q_{\text{ч}}$ – часовая производительность аппарата, $\text{м}^3/\text{час}$;

$\Phi_{\text{эф}}$ – эффективный фонд времени работы оборудования в год, час.

В рассматриваемом проекте регенератор работает круглосуточно. Остановка производится только для выполнения планового ремонта.

$$\Phi_{эф} = (D_k - D_{рем}) \cdot 24 = (365 - 20) \cdot 24 = 8280ч \quad (4.2)$$

Таблица 4.1 - Расчет годовой производственной мощности основного оборудования.

№ п/п	Показатели	Количество
1	Календарная продолжительность года, сут.	365
2	Плановые простои оборудования, сут.	20
3	Эффективное время работы оборудования, сут.	345
4	Эффективное время работы оборудования, час.	8280
5	Часовая производительность оборудования, т/час	72,58
6	Годовая производственная мощность, т/год	600962,4

4.3 Расчёт капитальных вложений (инвестиций) в производственное оборудование.

Капитальные вложения – это единовременные затраты, необходимые для осуществления организационно-технических мероприятий по внедрению в производство новой или совершенствованию существующей техники, направленные на повышение его эффективности.

Капитальные затраты, связанные с реализацией проекта, рассчитываются в соответствии с вариантом выданного задания:

- затраты на приобретение вновь вводимого оборудования;
- затраты на демонтаж старого оборудования; и монтаж вновь вводимого оборудования;
- затраты на дополнительные производственные площади (если дополнительные площади требуются);
- затраты на модернизацию оборудования.

В данном дипломном проекте заданием, связанным с реализацией проекта является только демонтаж старого оборудования/

Стоимость демонтажа старого оборудования составляет 10% от стоимости данного оборудования [56].

Стоимость оборудования можно рассчитать по цене на лом в соотношении с его массой.

- масса газового кипятильника – 17832 кг.;
- материал (марка) – сталь (08х22МГТ);
- цена на лом – 47 руб/кг.

Цена оборудования – 838104 руб. ~ 840000 руб.

$$K_{\text{демот}} = 10\% \cdot 840000 = 84000 \text{ руб.} \quad (4.3)$$

4.4 Расчет расхода ресурсов.

Таблица 4.2 - Расчет расхода топлива и энергии

Вид топлива, энергии	Ед. изм.	Расход на 1 тонну продукции		Цена за единицу измерения, руб		Сумму, руб	
		Баз.	Проект.	Баз.	Проект.	Баз.	Проект
Электроэнергия	кВт·ч	1710,9	1632,7	3,44	3,44	5885,5	5616,5
Пар	Гкал	6,264	5,76	1352	1352	8468,9	7787,5
Итого:						14354	13404

4.5 Расчет расходов на содержание и эксплуатацию оборудования.

Расчет расходов на содержание и эксплуатацию оборудования[57].

1. Текущий ремонт и содержание оборудования, затраты на материалы 15% от амортизации оборудования.

$$15\%_{\text{АМОРТИЗАЦИИ}} = 840000 \cdot 0,15 = 126000 \quad (4.4)$$

2. Износ и восстановление инструмента, приспособлений – 6 % от амортизации оборудования.

$$6\%_{\text{АМОРТИЗАЦИИ}} = 840000 \cdot 0,06 = 50400 \text{ руб.} \quad (4.5)$$

3. Прочие расходы – 1% от амортизации оборудования.

$$1\%_{\text{АМОРТИЗАЦИИ}} = 840000 \cdot 0,01 = 8400 \text{ руб.} \quad (4.6)$$

Таблица 4.4 - Затраты на содержание оборудования

№ п/п	Наименование статей расходов	Базовая	Проектная
1	Амортизация производственного оборудования	3360000	2520000
2	Текущий ремонт и содержание оборудования	504000	378000
3	Износ и восстановление инструментов	201600	151200
4	Прочие расходы	3360	2520
	Итого	4068960	3051720

Затраты на 1 тонну продукции составят:

$$Z_{1m} = \sum_{\text{затр}} (Z' - Z'') \div M = 1017240 \div 600962,4 = 1,7 \text{ руб.} \quad (4.7)$$

где $\Sigma_{затр}$ - затраты на содержание и эксплуатацию оборудования, руб.;

M - годовая мощность производства, т/год.

4.6 Расчёт экономической эффективности проектных решений.

4.6.1 Ожидаемая прибыль от снижения себестоимости

$$П_{ож} = (C_1 - C_2) \cdot M = (197,8 - 184,7) \cdot 600962,4 = 7872607,4 \text{ руб.} \quad (4.8)$$

где C_1 – сумма расхода топлива и энергии на одну тонну продукции по базовому варианту, руб.;

C_2 – сумма расхода топлива и энергии на одну тонну продукции по проектному варианту, руб.;

M – производственная мощность, т/год.

4.6.2 Ожидаемый доход:

$$Д_{ож} = П_{ож} + \Sigma_{затр} - K_{демонтаж} = 7872607,4 + 1017240 - 84000 = 8805847,4 \text{ руб.} \quad (4.9)$$

4.7 Вывод

В результате удаления парового кипятильника из системы регенератора-рекуператора произошли следующие экономические изменения:

№	Показатели	Ед.изм	Базовый вариант	Проектный вариант	Отклонения
1.	Производственная мощность	т/год	600962,4	600962,4	-
2.	Расход топлива и энергии	руб/т	197,8	184,7	-13,1
3.	Расход на содержание и эксплуатацию оборудования	руб/т	6,8	5,1	1,7
4.	Ожидаемый доход	руб	-	8805847,4	-

В результате произведенного экономического расчета удаление парового кипятильника из технологической схемы регенератора-рекуператора, сумма на расход электроэнергии уменьшится на 13,1 руб/т., расход на содержание и эксплуатацию оборудования 1,7 руб/т., экономический эффект выявляется в ожидаемом доходе равным 8805847,4 руб. .

5 Безопасность и экологичность технического объекта.

5.1 Технологическая характеристика объекта, Агрегат АМ-76

«Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»

Рабочим местом аппаратчика отделения очистки конвертированного газа от двуокиси углерода является:

- ЦПУ со станцией оператора, с которой ведётся управление отделением очистки конвертированного газа от диоксида углерода;

Таблица 5.1 - Технологический паспорт агрегата АМ-76.

№ п/п	Технологический процесс	Технологическая операция, вид выполняемых работ	Наименование должности работника, выполняющего технологический процесс, операцию	Оборудование, устройство, приспособление	Материалы, вещества
1	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Служит для грубой и глубокой очистки конвертированного газа	Оператор обслуживающей стадии очистки конвертированного газа от двуокиси углерода	Абсорбер	Сталь 09Г2С ГОСТ 5520-69

Продолжение таблицы 5.1

№ п / п	Технологи ческий процесс	Технологическая операция, вид выполняемых работ	Наименовани е должности работника, выполняюще го технологичес кий процесс, операцию	Оборуд ование, устрой ство, приспо соблен ие	Материалы, вещества
2	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертир ованного газа от дио ксида углерода»	Служит для регенерации раствора МДЭА.	Оператор обслуживаю щий стадию очистки конвертиров анного газа от двуок иси углерода	Регене ратор- рекупе ратор	Сталь 12X18H10T
3	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертир ованного газа от дио ксида углерода»	Служит для равномерного распределения поточков насыщенного раствора. Передача тепла от горячего раствора МДЭА к насыщенному раствору.	Оператор обслуживаю щий стадию очистки конвертиров анного газа от двуок иси углерода	Теплоо бменни к	Сталь 12X18H10T

Продолжение таблицы 5.1

№ п / п	Технологи ческий процесс	Технологическая операция, вид выполняемых работ	Наименовани е должности работника, выполняюще го технологичес кий процесс, операцию	Оборуд ование, устрой ство, приспо соблен ие	Материалы, вещества
4	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертир ованного газа от дио ксида углерода»	Служит для нагревания раствора.	Оператор обслуживаю щий стадию очистки конвертиров анного газа от двуок иси углерода	Газовы й кипяти льник	Сталь 08Х22Н6Т ГОСТ 7350- 66
5	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертир ованного газа от дио ксида углерода»	Служит для нагревания потока.	Оператор обслуживаю щий стадию очистки конвертиров анного газа от двуок иси углерода	Парово й кипяти льник	Сталь 08Х22Н6Т ГОСТ 7350- 66

5.2 Идентификация профессиональных рисков.

Профессиональным риском называется фактор, воздействие которого на работающего в определенных условиях приводит к травме или другому внезапному резкому ухудшению здоровья.[58]

Вредным называется производственный фактор, воздействие которого на работающего в определенных условиях приводит к постепенному ухудшению здоровья, профессиональному заболеванию или снижению работоспособности [59].

ГОСТ 12.0.003-74 подразделяет опасные и вредные производственные факторы по природе на четыре группы [59]: а) Физические. б) Химические. в) Биологические. г) Психофизиологические.

Идентификация опасных и вредных производственных факторов приведена в таблице 1.15

Таблица 5.2 – Идентификация профессиональных рисков.

№п/п	Производственно-технологическая и/или эксплуатационно-технологическая операция, вид выполняемых работ	Опасный и /или вредный производственный фактор	Источник опасного и /или вредного производственного фактора
1	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Повышенная температура поверхностей оборудования, трубопроводов.	Нарушение термоизоляции аппаратов и трубопроводов.

Продолжение таблицы 5.2

№п/п	Производственно-технологическая и/или эксплуатационно-технологическая операция, вид выполняемых работ	Опасный и /или вредный производственный фактор	Источник опасного и /или вредного производственного фактора
2	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Содержание вредных веществ в воздухе и загазованность рабочей зоны	Возможно при нарушении технологического режима, неисправности оборудования, неправильности
3	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Повышенный уровень шума на рабочем месте.	Нарушение шумоизоляции аппаратов и трубопроводов.
4	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Повышенная или пониженная температура воздуха рабочей зоны	Недостаточное отопление в зимний период, и охлаждение в летний период.
5	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Повышенный уровень вибрации	Наличие движущих машин и механизмов

Продолжение таблицы 5.2

№п/п	Производственно-технологическая и/или эксплуатационно-технологическая операция, вид выполняемых работ	Опасный и /или вредный производственный фактор	Источник опасного и /или вредного производственного фактора
6	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Монотонность труда рабочих	Операторы наблюдают за приборами в течение 12 часов
7	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Наличие электричества	Нарушение изоляции и заземления работающего оборудования
8	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Повышенный риск химических ожогов	Нарушение целостности упаковки химического раствора.

5.3 Методы и средства снижения профессиональных рисков

В данном разделе подобраны и обоснованы используемые организационно-технические методы и технические средства (способы, устройства) защиты, частичного снижения, или полного устранения опасного и/или вредного производственного фактора [60]. Методы и средства защиты

выбираются по действующим на данный момент времени нормативным документам, в зависимости от типа реализуемого технологического процесса, используемого состава производственно-технологического и инженерно-технического оборудования, используемых технических средств ослабления или полного устранения опасного и/или вредного производственного фактора и применяемых для этих целей при необходимости средств индивидуальной защиты работника [61].

Таблица 5.3 – Методы и средства снижения воздействия опасных и вредных производственных факторов.

№ п/п	Опасный и / или вредный производственный фактор	Организационные методы и технические средства защиты, снижения, устранения опасного и / или вредного производственного фактора	Средства индивидуальной защиты работника
1	Повышенная температура поверхностей оборудования, трубопроводов.	Следить за целостностью изоляции, соблюдение правил эксплуатации оборудования	Спец.одежда: костюм ХБ, рукавицы, каска, обувь
2	Содержание вредных веществ в воздухе и загазованность рабочей зоны	Следить за герметичностью оборудования, коммуникаций, выявлять источники загазованности и немедленно принимать меры для устранения пропусков.	Фильтрующие противогазы с коробкой марки «М», "ДОТ М-600"

Продолжение таблицы 5.3

№ п/ п	Опасный и / или вредный производствен ный фактор	Организационные методы и технические средства защиты, снижения, устранения опасного и / или вредного производственного фактора	Средства индивидуальной защиты работника
3	Повышенный уровень шума на рабочем месте.	Производить звукоизоляцию шумных мест с помощью использования защитных кожухов, оборудования кабинок. Отделку помещений звукопоглощающими материалами.	Использование защитных наушников, беруш
4	Повышенная или пониженная температура воздуха рабочей зоны	Тепловые завесы применяются в зимний период в корпусах, а в летний системы кондиционирования, для обеспечения нормального температурного режима в производственных помещениях.	Наличие спецодежды, которая соответствует разным климатическим сезонам.
5	Повышенный уровень vibra ции	Выдача в ремонт оборудования с повышенной вибрацией	Использование мягких покрытий на вибрирующих частях приборов или оборудования Использование защитных наушников.

Продолжение таблицы 5.3

№ п/п	Опасный и / или вредный производственный фактор	Организационные методы и технические средства защиты, снижения, устранения опасного и / или вредного производственного фактора	Средства индивидуальной защиты работника
6	Наличие электричества	Соблюдать правила ГОСТ12.1.030-81.ССБТ Электробезопасность. Защитное заземление [62].	Диэлектрический инструмент, резиновые перчатки, диэлектрические боты, защитные очки
7	Повышенный риск химических ожогов	Соблюдения правил техники безопасности работы с химическими растворами.	Использование спец.одежды, спец.обуви, защитных перчаток.

5.4 Обеспечение пожарной безопасности агрегата АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода».

В данном разделе проводится идентификация потенциального возникновения класса пожара и выявленных опасных факторов пожара с разработкой технических средств и/или организационных методов по обеспечению (улучшению) пожарной безопасности технического объекта (производственно-технологического и инженерно-технического оборудования, произведенной продукции, используемых сырьевых материалов, а также должны быть указаны реализующиеся пожаробезопасные характеристики произведенных технических объектов в

процессах их эксплуатации (хранения, конечной утилизации по завершению жизненного цикла) [63].

Идентификация опасных факторов пожара.

1. Классификация пожаров по виду используемого горючего материала для обозначения (конкретизации) области применения средств пожаротушения.

2. Классификация пожаров по сложности их тушения, производимая при определении состава сил технического персонала и используемых технических средств подразделений пожарной охраны и других технических (вспомогательных) служб, необходимых для тушения пожаров.

3. Классификация опасных факторов пожара, используемая при обосновании разрабатываемых (применяемых) мер пожарной безопасности, необходимых для эффективной защиты людей и материального имущества при пожаре.

Таблица 4 – Идентификация классов и опасных факторов пожара.

№ п/п	Участок, подразделение	Оборудование	Класс пожара	Опасные факторы пожара	Сопутствующие проявления факторов пожара
1	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»	Регенератор	А	Пламя и искры; тепловой поток; повышенная температура окружающей среды; повышенная концентрация токсичных продуктов горения и термического разложения; пониженная концентрация кислорода; снижение видимости в дыму	Осколки, части разрушившихся зданий, сооружений, строений, технологических установок, оборудования, агрегатов, изделий и иного имущества. Токсичные вещества и материалы, попавшие в окружающую среду из разрушенных технологических установок, оборудования, агрегатов, изделий и иного имущества; воздействие огнетушащих веществ; опасные факторы взрыва, происшедшего вследствие пожара

5.5 Разработка технических средств и организационных мероприятий по обеспечению пожарной безопасности технического объекта (дипломного проекта).

Пожаробезопасность обеспечивается за счет систем предотвращения пожара и систем пожарозащиты, организационными и организационно-техническими мероприятиями. Данная установка по виду горючего материала относится к классу «А», т. е к пожару, связанным с горением твердых горючих веществ и конструкционных материалов [64].

К системе предотвращения пожара относятся: предотвращение образования горючей среды и образования в ней (или внесения в нее) источников зажигания, обеспечение пожарной безопасности технологического оборудования, электроустановок, систем отопления и вентиляции. К системе пожарозащиты относятся: применение средств пожаротушения, пожарной сигнализации и средств извещения о пожаре, организация пожарной охраны объекта [65].

На производстве очистки конвертированного газа от диоксида углерода задействованы две системы пожаротушения;

- 1) наружное и внутреннее пожаротушение от пожарных кранов, которое обеспечивается водой от сети хозяйственного противопожарного водопровода предприятия.
- 2) система объемного автоматического пожаротушения, которая обеспечивается водой из запаса воды ВОЦ-7, без снижения потребления воды на технологические нужды других производств.

Таблица 5.5 - Технические средства обеспечения пожарной безопасности.

Первичные средства пожаротушения	Мобильные средства пожаротушения	Стационарные установки системы пожаротушения	Средства пожарной автоматики	Пожарное оборудование	Средства индивидуальной защиты и спасения людей при пожаре	Пожарный инструмент (механизированный и немеханизированный)	Пожарные сигнализация, связь и оповещение.
Ручные и передвижные огнетушители (воздушно-пенные, углекислотные, порошковые),	пожарные автомобили (основные и специальные); пожарные мотопомпы;	Водяные, пенные, газовые, порошковые.	Извещатели пожарные; приборы приемоконтрольные пожарные; приборы управления пожарные;	Огнетушители, пожарные рукава, стволы, гидранты	средства индивидуальной защиты органов дыхания и зрения (самоспасатели); средства защиты кожных покровов	Мотопомпы, пожарные насосы, арматура, клапаны и муфты, рукавная арматура	Извещатели пожарные (дымовые, тепловые, ручные) телефон, сирена.

Продолжение таблицы 5.5

Первичные средства пожаротушения	Мобильные средства пожаротушения	Стационарные установки системы пожаротушения	Средства пожарной автоматики	Пожарное оборудование	Средства индивидуальной защиты и спасения людей при пожаре	Пожарный инструмент (механизованный и немеханизованный)	Пожарные сигнализация, связь и оповещение.
керамо ткань или грубо шерстные (кошма, войлок) полотна, пожарные ящики с песком, внутренние пожарные краны	приспособленные технические средства (тягачи, трактора)	В зависимости от устройства головок делятся на спринклерные и дренчелые установки	технические средства оповещения и управления эвакуацией; системы передачи извещений о пожаре		тела человека изолирующие (со сжатым воздухом или с химически связанным кислородом); Фильтрующие средства защиты органов дыхания (противогазы, респираторы, фильтрующие)	стационарные и ручные пожарные лестницы надувные и амортизирующие устройства	

5.6 Организационные (организационно-технические) мероприятия по предотвращению пожара.

В данном разделе разрабатываются организационные (организационно-технические) мероприятия по предотвращению возникновения пожара или опасных факторов способствующих возникновению пожара [66].

По данному разделу оформляется таблица 6.

Таблица 6 – Организационные (организационно-технические) мероприятия по обеспечению пожарной безопасности.

Наименование технологического процесса, оборудования технического объекта	Наименование видов реализуемых организационных (организационно-технических) мероприятий	Предъявляемые требования по обеспечению пожарной безопасности, реализуемые эффекты
Участок полимеризации, узел «Переработки твердых производственных отходов»	Организация паспортизации веществ, материалов, изделий, технологических процессов, зданий и сооружений в части обеспечения пожарной безопасности. Привлечение общественности к вопросам обеспечения пожарной безопасности. Организация обучения работающих правилам пожарной безопасности.	Проверка с участием соответствующих служб (ОГЭ, ОГА, УИТ, ПЧ и др.) перед наступлением пожароопасного периода (весна, осень) для выполнения противопожарных мероприятий проводят проверку: сетей внутреннего противопожарного водоснабжения,

Продолжение таблицы 5.6

Наименование технологического процесса, оборудования технического объекта	Наименование видов реализуемых организационных (организационно-технических) мероприятий	Предъявляемые требования по обеспечению пожарной безопасности, реализуемые эффекты
	<p>Разработка инструкций о порядке обращения с пожароопасными веществами и материалами; изготовление средств наглядной агитации. Нормирование численности людей на объекте по условиям их безопасности при пожаре. Разработка мероприятий по действиям администрации и работающих на случай возникновения пожара и организацию эвакуации людей. Обеспечение необходимых количеств и видов пожарной техники.</p>	<p>работоспособности установок водяного орошения (кольца орошения, лафетные стволы) технологических аппаратов, состояние огнезащитных покрытий, состояние пожарных сухотрубов, ручных пожарных извещений.</p>

5.7 Обеспечение экологической безопасности технического объекта.

В данном разделе проводится идентификация негативных (вредных, опасных) экологических факторов, возникающих при реализации технологического процесса (изготовления, транспортировки), и/или

возникающих при эксплуатации проектируемого производственно-технического объекта и/или возникающих при утилизации производственно-технологических отходов и брака, и/или возникающих при утилизации технологического объекта завершившего свой жизненный цикл. Разрабатываются конкретные технические и организационно-технические мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия на окружающую среду производимом данным техническим объектом в процессе его производства, технической эксплуатации и конечной утилизации по завершению его жизненного цикла.

5.1. По виду реализуемого производственно-технологического процесса, и осуществляемой функциональной эксплуатацией техническим объектом - необходимо провести идентификацию негативных экологических факторов, результаты которой отразить в таблице 7.

Таблица 7 – Идентификация экологических факторов технического объекта

Наименование	Структурные составляющие	Воздействие	Воздействие	Воздействие
технического объекта, технологического процесса	технического объекта, технологического процесса (производственного здания или сооружения по функциональному назначению, технологические операции, оборудование),	технического объекта на атмосферную (вредные и опасные выбросы в окружающую	технического объекта на гидросферу (образующие сточные воды, забор воды из источников водоснабжения)	технического объекта на литосферу (почву, растительный покров, недра) (образование отходов, выемка плодородного слоя почвы, отчуждение земель, нарушение и

	энергетическая установка транспортное средство и т.п.	щую среду)		загрязнение растительного покрова и т.д.)
Участок полимериза ции, узел «Переработ ки твердых производст венных отходов»	Регенератор	Вредным и вещества ми в выбрасыв аемых газах являются углекисл ый газ, окись углерода, метилдиэ танол амин.	Загрязненные воды включают в себя: продукты оборотной воды водооборотны х циклов; смывы полов; сток от промывки аппаратов и трубопрово в; сточные воды от регенерации фильтров; Забор воды идёт на нужды (подпитка ВОЦ, система парообразован ия)	Загрязнением литосферы являются отработанные катализаторы при замене их в аппарате.

воздействия на окружающую среду рассматриваемого технического объекта (дипломного проекта), оформить Таблицу 8.

Таблица 8 – Разработанные организационно-технические мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия технического объекта на окружающую среду.

Наименование технического объекта	Агрегат АМ-76 «Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода»
Мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия на атмосферу	Диаметры и высоты труб выбросов выбраны таким образом, чтобы количества вредных веществ, выбрасываемых в атмосферу, не создавали в приземном слое концентрации вредных веществ, превышающих санитарные нормы (после их рассеивания). Федеральный закон №96-ФЗ «Об охране атмосферного воздуха».
Мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия на гидросферу	Для обеспечения надежности охраны водных ресурсов при аварийных ситуациях и остановках на ремонт предусмотрено наличие аварийных и дренажных емкостей. Все вредные стоки направляются на очистные сооружения и на биологическую очистку согласно «Водному кодексу Р.Ф.» № 74-ФЗ [67]
Мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия на литосферу	Отработанные катализаторы затариваются в металлические, пластмассовые бочки или мешки типа «Биг-бэг» и затем направляются на переработку лицензированной организации.

5.8 Заключение

1. В разделе «Безопасность и экологичность технического объекта» приведена характеристика технологического процесса переработки твердых производственных отходов, перечислены технологические операции, должности работников, производственно-техническое и инженерно-техническое оборудование, применяемые сырьевые технологические и расходные материалы, комплектующие изделия и производимые изделия (таблица 1).

2. Проведена идентификация профессиональных рисков по осуществляемому технологическому процессу переработки твердых производственных отходов, выполняемым технологическим операциям, видам производимых работ. В качестве опасных и вредных производственных факторов идентифицированы следующие параметры: повышенная температура поверхностей оборудования, трубопроводов; содержание вредных веществ в воздухе и загазованность рабочей зоны; повышенный уровень шума на рабочем месте; повышена или понижена температура воздуха на рабочем месте; повышен уровень вибрации; монотонность труда рабочих; наличие электричества; повышенный риск химических ожогов (таблица 2).

3. Разработаны организационно-технические мероприятия, включающие технические устройства снижения профессиональных рисков, а именно: следить за целостностью изоляции; следить за герметичностью оборудования, коммуникаций, выявлять источники загазованности и немедленно принимать меры для устранения пропусков; производить звукоизоляцию шумных мест с помощью использования защитных кожухов, оборудования кабинок. Отделку помещений звукопоглощающими материалами; тепловые завесы применяются в зимний период в корпусах, а в летний системы кондиционирования, для обеспечения нормального температурного режима в производственных помещениях; выдача в ремонт

оборудования с повышенной вибрацией; соблюдать правила электробезопасности ГОСТ12.1.030-81.ССБТ; соблюдения правил техники безопасности работы с химическими растворами; проверка герметичность оборудования. Подобраны средства индивидуальной защиты для работников (таблица 3).

4. Разработаны мероприятия по обеспечению пожарной безопасности технического объекта. Проведена идентификация класса пожара и опасных факторов пожара и разработка средств методов и мер обеспечения пожарной безопасности (таблица 4). Разработаны средства, методы и меры обеспечения пожарной безопасности (таблица 5). Разработаны мероприятия по обеспечению пожарной безопасности на техническом объекте (таблица 6).

5. Идентифицированы экологические факторы в соответствии с федеральными законами от 04.05.1999 № 96-ФЗ "Об охране атмосферного воздуха", и «Федеральный закон от 24.06.1998 № 89-ФЗ "Об отходах производства и потребления", водный кодекс Российской Федерации» от 03.06.2006 № 74-ФЗ (таблица 7). Также разработаны мероприятия по обеспечению экологической безопасности на техническом объекте в соответствии с федеральным законом от 10.01.2002 № 7-ФЗ «Об охране окружающей среды», и федеральным законом от 04.11.2004 № 128-ФЗ «О ратификации Киотского протокола к рамочной Конвенции Организации Объединённых Наций об изменении климата» (таблица 8).

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данном дипломном проекте были рассмотрены теоретические аспекты стадии очистки контактного газа от диоксида углерода агрегата синтеза аммиака АМ-76. Выполнены технологические расчеты основного и вспомогательного оборудования МДЭА-очистки. Расчет экономической части проекта, показал, что исключение парового кипятильника из технологической схемы регенератора-рекуператора является целесообразным.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1 Образовательный портал [электронный ресурс] /Замена МЭА-раствора на МДЭА-абсорбент, как эффективный способ снижения энергоёмкости производства аммиака - Режим доступа <http://chemkinetics.narod.ru/mdea.htm> свободный. (Дата обращения 05.04.2016)
- 2 Образовательный портал [электронный ресурс] / Стадия очистки конвертированного газа от диоксида углерода в производстве аммиака- Режим доступа <http://allrefs.net/c42/3mogz/> свободный. (Дата обращения 18.03.2016)
- 3 Основные процессы и аппараты химической технологии Учебн.пособие / Ю.И. Дытнерский. - М.: Химия, 1983. – 546 с.
- 4 Образовательный портал [электронный ресурс] / Производство аммиака- Режим доступа <http://promplace.ru/himiya-i-proizvodstvo-plastmass-staty/proizvodstvo-ammiaka-1471.htm> свободный. (Дата обращения 19.03.2016)
- 5 Сайт Студопедия [электронный ресурс] /Сырье для производства аммиака.Синтез из аммиака азотоводородной смеси (АВС). - Режим доступа http://studopedia.ru/3_191337_sire-dlya-proizvodstva-ammiaka-sintez-ammiaka-iz-azotvodorodnoy-smesi-avs.html, свободный. (Дата обращения 18.03.2016)
- 6 Образовательный портал [электронный ресурс] /Замена МЭА-раствора на МДЭА-абсорбент, как эффективный способ снижения энергоёмкости производства аммиака - Режим доступа <http://chemkinetics.narod.ru/mdea.htm> свободный. (Дата обращения 05.04.2016)
- 7 Общая химическая технология: учеб. для техн. вузов /А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г.Беренгартен.– 2-е изд.– М.: Высш. шк., 1990. - 520 с.
- 8 Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии/ К.Ф.Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – Л.:

Химия, 1981. – 576 с.

9 Семенова, Т.А. Очистка технологических газов / Семенова Т.А., Лейтес И.Л., Аксельрод Ю.В., [и др.] М.: Химия 1977, – 488с.

10 Семенов, В.П. Производство аммиака / Семенов В.П., Киселев Г.Ф., Орлов А.А., Семенова Т.А., М.: Химия, 1985, – 368 с..

11 Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты: Методы расчета и основы конструирования / Александров И.А., М.: Химия, – 296 с.

12 Справочник химика: в шести томах/ Под ред. Б.П. Никольского. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – М.; Л.: Химия, 1966. – 1008-1072 с.

13 Постоянный технологический регламент производства аммиака ОАО «ТольяттиАзот».

14 Андреев Ф.А. Технология связанного азота/ Андреев Ф.А., Каргин С.И., Козлов Л.И., Приставко В.Ф., М.: Химия 1966, – 500 с.

15 Дытнерский, Ю.И. Основные Процессы и аппараты химической технологии / Г.С. Борисов, Ю.И. Дытнерский.- М.: «Химия», 1991. - 634с.

16 Плановский, А. И. Процессы и аппараты химической технологии / А. И, В.М. Рамм., С.З. изд. 2-ое, доп. и перераб. – М.: Химия, 1962. - 534с.

17 Ахназарова С.Л. Оптимизации эксперимента в химии и химической технологии: Учеб. пособие для хим.-технол. спец. вузов / Ахназарова С.Л., Кафаров В.В. - М.: Высшая школа, 1978. - 319 с.

18 Стрелец, М.М. Химическая промышленность / М.М. Стрелец М.: «Химия», – 1968, №8.

19 Тимофеев, В.С. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза / В.С. Тимофеев, Л.А. Серафимов - М.: Химия, 1992. - 431 с.

20 Бесков В.С. Общая химическая технология и основы промышленной экологии: учеб. для химико-технол. спец. вузов / Бесков В.С., Сафронов В.С. - М.: Химия, 1999. - 328 с.

21 Сычева В.В. Термодинамические свойства азота / В.В.Сычев. - М.,

Издательство стандартов, 1977. -352 с.

22 Глинка, Н.Г. Общая химия / Н.Г.Глинка. - М.: «Химия»,1946.

23 Технологический регламент цеха аммиак-3 ОАО "Гродно Азот".

24 Гельперин, Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии /

Н.И Гельперин: ч.1,2. – М.: Химия, 1981. – 812 с.

25 Романков, П.Г. Общие основы химической технологии / Разработка и проектирование технол. процессов / Пер. с пол. под ред. П.Г. Романкова и М.И. Курочкиной. - Л.: Химия, 1977. - 503 с.

26 Сайт Большая Энциклопедия Нефти Газа [электронный ресурс] /Десорбер - Режим доступа <http://www.chemieman.ru/chemie-6923.html/>, свободный.

(Дата обращения 24.03.2016)

27 Алексеев А.М. Технология связанного азота: учеб. пособие / А.М.

Алексеев, А.П. Засорин и [и др.]; под ред. В.И. Атрощенко. – К.: Вища шк.

Головное изд-во, 1985. – 327 с.

28 Гринберг Я.И. Проектирование химических производств / Я.И. Гринберг.

М.: Химия, 1970. – 83 с.

29 Сена, Л.А. Единицы физических величин и ихразмерности: учебно-

справочное руководство / Л.А. Сена : - 3-е изд., перераб. и доп. - М.: Наука,

1988. - 432 с

30 Мищенко, Г.Л. Синтетические методы органической химии / Г.Л.

Мищенко, К.В. Вацуру. - М.: Химия, 1982. - 440 с.

31 Любарский, Г.Д. Химическая промышленность / Г.Д. Любарский,

М.М.Стрелец. - М.: Наука. – 1967.

32 Флореа, О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии /

под ред. С.З. Кагана. – М.: Химия, 1971. – 419 с.

33 Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов

химической технологии: учебное пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г.

Романков, А.А. Носков: 10 изд., пер. и доп. – Л.: Химия, 1987. - 587 с.

34 Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов

химической технологии: учеб. пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г.

- Романков, А.А. Носков; под ред. чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова. – Изд. 10-е, перераб. и доп.–Л.:Химия, 1987.- 576с.: ил.
- 35 Тетеревков А.И. Оборудование заводов неорганических веществ:сборник задач/ А.И. Тетеревков, В.В. Печковский, Л.В. Новосельская. – Минск.: Вышэйшая школа, 1984. – 96 с.
- 36 Гутник, С.П. Расчеты по технологии органического синтеза / С.П Гутник, М.: Химия, 1988. – 272 с.
- 37 Мищенко, К.П.Краткий справочник физико-химических величин / и А.А.Равдель; под ред.К.П.Мищенко, Л.: Химия, 1974, - 200 с.
- 38 Викторов, М.М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты / М.М Викторов, – Л.: Химия, 1977. – 360 с.
- 39 Некрасов, Б.В. Краткий справочник химика / Под ред. Б.В. Некрасова - М.- Л.: Химия, 1964. - 559 с.
- 40 Рабинович, В.А.Краткий химический справочник / В.А. Рабинович, З.Я. Хавин: Химия. М.: Изд.2-е. - 392 с.
- 41 Справочник химика. Том 2 . Основные свойства неорганических и органических соединений. 2 изд., пер. и допол., Изд-во "Химия", М, Л. 1963
- 42 Справочник химика. Том 2. Основные свойства неорганических и органических соединений. 3 изд., перераб. и допол., Изд-во "Химия", Л. 1971
- 43 Балабоков О.С. Очистка газов в химической промышленности. Процессы и аппараты / О.С. Балабоков, Л.Ш. Балтабаев. – М.: Химия, 1991.–256 с.
44. Смирнов, Н.Н. Химические реакторы в примерах и задачах: учебное пособие для вузов / А.И. Волжанский, Н.Н. Смирнов ; 2-е изд., переработ.- Л.: Химия, 1986.-224 с.
- 45 Рабинович, В.А. Краткий химический справочник / Рабинович В.А., Хавин З.Я; под общ. ред. А.А. Потехина - 3-е изд., перераб. и доп., - Л.: Химия, 1991. - 432 с.
- 46 Варгафтик, В.Д. Справочник по теплофизическим свойствам жидкостей и газов / В.Д. Варгафтик. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
- 47 Литвин, Ф.Л. Справочник конструктора точного приборостроения / под

- ред. д-ра техн.наук проф. Ф.Л.Литвина.. - М.: «Машиностроение», 1964.- 583с.
- 48 Чернышев, А.К. Сборник номограмм для химико-технологических расчетов / А.К.Чернышев, К.Л. Поплавский, Н.Д Заичко – Л.: Химия, 1974. – 200 с.
- 49 Митинов А. В. Машины и аппараты химических производств / Оборудование для производства полимерных и строительных материалов; А. В. Митинов, О. Н. Жаркова.– Новополюцк: ПГУ, 2008. - 280 с.
- 50 Справочник химика [электронный ресурс] / Кипятильник выносной. - Режим доступа <http://chem21.info/info/996850/> свободный (Дата обращения 15.05.2016)
- 51 Коган В.Б. Равновесие между жидкостью и парами/В.Б. Коган, В.М. Фридман, В.В. Кафаров – М.: Наука, 1969.- 646 с.
- 52 Альперт, Л.З. Основы проектирования химических установок : учеб. пособие для учащихся химико-механич. спец. техникумов / Л.З. Альперт - 4-е изд., перераб. и доп. - М.: Высш.шк., 1989. - 304 с.; ил.
- 53 Лащинский, А.А. Основы конструирования и расчёта химической аппаратуры / Лащинский А.А., Толчинский А.Р.: "Машиностроение", 1970 г.- 752 с.
- 54 Большая Энциклопедия Нефти Газа [электронный ресурс] / Паровой нагреватель - Режим доступа <http://www.ngpedia.ru/id169136p1.html> - свободный (Дата обращения 23.05.2016)
- 55 Сергеев, А.В. Расчет экономической эффективности дипломного проекта: методические указания по экономической части дипломного проекта / А.В. Сергеев. – Тольятти: ТГУ, 2007. – 29 с.
- 56 Пелих, А.С. Экономика предприятия / А.С. Пелих, В.М. Джуха, И.И. Боков и др. Ростов н/Д: Феникс, 2002. – 328 с.
- 57 Шушкина, Ж.В. Методические указания к экономическому обоснованию курсовых и дипломных проектов / Ж.В. Шушкина. – Тольятти: Изд-во ТолПИ, 1997. – 28 с.

- 58 Занько, Н.Г. Безопасность жизнедеятельности / Н.Г. Занько, Г.А. Корсаков, К.Р. Малаян; под общ. ред. О.Н. Рускак. – С.-Пб.: Петербургская лесотехническая академия, 1996.
- 59 ГОСТ 12.0.003-74 ССБТ. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация (с Изменением N 1)
- 60 Горина, Л.Н. Методические указания «Идентификация опасных и вредных производственных факторов» / Л.Н. Горина - Тольятти: ТГУ, 2002
- 61 Тимофеева, С.С. Методы и технологии оценки производственных рисков: практические работы для магистрантов по направлению «Техносферная безопасность» / С.С. Тимофеева..- ИрГТУ, 2014. – 177 с.
- 62 ГОСТ 12.1.030-81 ССБТ. Электробезопасность. Защитное заземление. Зануление (с Изменением N 1)
- 63 Белов, С.В. Безопасность жизнедеятельности: учебник для вузов // под общ. ред. С.В. Белова. 2-е изд., испр. и доп. – М.: Высшая школа, 1999. – 448с.
- 64 12-ФЗ технический регламент о требованиях пожарной безопасности [электронный ресурс] / Классификация пожарной техники. М.2014 - режим доступа <http://www.0-1.ru/law/showdoc.asp?dp=123-fz&chp=12> - свободный (Дата обращения 10.05.2016)
- 65 Занько, Н.Г. Безопасность жизнедеятельности [Текст]/ Н.Г. Занько, Г.А. Корсаков, К.Р. Малаян и др.; под общ. ред. О.Н. Рускак. – С.-Пб.: Петербургская лесотехническая академия, 1996.
- 66 Шмаль, А.Г. Факторы экологической опасности и экологические риски / А.Г Шмаль. - г.Бронницы: МП «ИКЦ БНТВ», 2010 г.
- 67 Водный кодекс Российской Федерации от 03.06.2006 N 74-ФЗ.
- 68 Лопатина, В.В. Правила русской орфографии и пунктуации. Полный академический справочник / под ред. В.В.Лопатина. - М.: Эксмо, 2007. - 480 с.
- 69 Горина, Л.Н. Методические указания к дипломному проектированию по безопасности и экологичности объекта дипломного проекта/Сост. Л.Н.

Горина. – Тольятти: изд-во ТГУ, 2003. – 17 с.

ГОСТ 2.105 — 95. ЕСКД. «Общие требования к текстовым документам»
(с обновлением на 13. 01. 2010 г.)