

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

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

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

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль)/специализация)

**ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА
(БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)**

на тему Разработка технических предложений по снижению выбросов вредных
веществ в атмосферу для цеха № 3 ПАО «КуйбышевАзот»

Студент

М. А. Головин

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю. Н. Шевченко

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

Тольятти 2020

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнил: Головин Михаил Алексеевич.

Тема работы: Разработка технических предложений по снижению выбросов вредных веществ в атмосферу для цеха №3 ПАО «КуйбышевАзот».

Научный руководитель: Шевченко Юлия Николаевна.

Бакалаврская работа выполнена на 73 с., 11 рисунков, 15 таблиц, использовано 39 источников.

Объектом исследования является узел нейтрализации газов дистиляции, который входит в состав производства аммиачной селитры цеха №3 на ПАО «КуйбышевАзот».

В ходе выполнения работы предложены два технических решения по замене существующих скрубберов-нейтрализаторов.

Проведены расчеты материального, теплового баланса узла нейтрализации, а также основных и вспомогательных аппаратов для двух вариантов и выбран наиболее подходящий для реализации в существующем производстве.

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

Содержание

Введение.....	5
1 Общая характеристика производства аммиачной селитры на агрегатах АС-72 в цехе №3.....	6
1.1 Современные решения, применяемые к существующему производству.....	6
1.2 Общая характеристика существующего узла скрубберной нейтрализации производства аммиачной селитры.....	9
2 Описание модернизации существующего узла нейтрализации газов дистилляции.....	16
3 Основные технические решения.....	19
3.1 Вариант 1. Замена скруббера-нейтрализатора на скрубберы мокрой очистки.....	19
3.2 Вариант 2. Замена скрубберов на нейтрализаторы по типу ИТН...	27
4 Расчет материального баланса скрубберной установки.....	34
4.1 Исходные данные цеха 3 по выработке аммиачной селитры.....	34
4.2 Материальный баланс.....	34
5 Технологическое и экологическое обоснование выбора оборудования	39
5.1 Расчет скруббера-нейтрализатора по варианту 1.....	39
5.2 Расчет скруббера-нейтрализатора по варианту 2.....	42
5.3 Перечень оборудования.....	53
5.4 Экологичность нового узла нейтрализации и анализ преимуществ предлагаемого варианта.....	54
6 Экономическое обоснование для применения выбранного узла нейтрализации газов дистилляции.....	56
6.1 Расчет основных технико-экономических показателей.....	62
Заключение.....	64
Список использованных источников и используемой литературы	65

Приложение А Протокол химических анализов.....	69
Приложение Б Результаты химических анализов.....	70
Приложение В Рапорты аппаратчика стадии нейтрализации.....	72

Введение

ПАО «КуйбышевАзот» – одно из ведущих российских химических предприятий, является лидером в производстве капролактама и продуктов его переработки, входит в число крупнейших производителей азотных удобрений.

Каждый технологический цех на химическом предприятии в той или иной мере оказывает влияние на окружающую среду, в частности, выбросы в атмосферу вредных веществ, образующихся в процессе производства.

Одним из важнейших экологических вопросов является снижение выбросов вредных веществ в атмосферу, ведь в современном мире загрязнение воздушного бассейна отходами промышленных предприятий и неблагоприятные последствия этих загрязнений – серьезная проблема.

Актуальность работы обусловлена тем, что:

На предприятии ПАО «КуйбышевАзот», в цехе №3, в процессе производства аммиачной селитры, образуются выбросы вредных веществ с отработанными газами после скрубберов-нейтрализаторов. Неудовлетворительная работа узла нейтрализации приводит к выбросу вредных веществ в атмосферу, таких как аммиак, нитрат аммония, диоксид азота, оксид азота.

Цель исследования – снижение целевых показателей по содержанию вредных веществ в выбросе в атмосферу от узла нейтрализации, превышающим ПДК.

В рамках поставленной цели решались следующие **задачи**:

1. Провести анализ работы узла нейтрализации.
2. Проанализировать объемы образующихся вредных веществ.
3. Предложить технические решения для снижения показателей по содержанию вредных веществ в выбросе до ПДК.
4. Обосновать предложенный вариант конструктивными расчетами.

1 Общая характеристика производства аммиачной селитры на агрегатах АС-72 в цехе №3

1.1 Современные решения, применяемые к существующему производству

«Гранулированная аммиачная селитра широко используется в качестве удобрения в сельском хозяйстве и является важнейшим источником питательных веществ для выращиваемых культур. Рост производства сельскохозяйственной продукции, произошедший в России в последние годы, обуславливает необходимость выпуска дополнительных объемов аммиачной селитры.

В настоящее время наибольшее количество аммиачной селитры в России производится на агрегатах АС-72 и АС-72М советской постройки. Принципиальная технологическая схема представлена на рисунке 1. Производительность исходных агрегатов составляла 56,8 т/ч.

Длительный опыт эксплуатации данных агрегатов на предприятиях отрасли подтвердил наличие резервов оборудования, позволяющих при работе на форсированных нагрузках без ущерба для качества продукции и безопасности процесса достичь повышения проектной суточной выработки с соответствующим повышением годовой производительности.

Вместе с тем в процессе эксплуатации агрегатов АС-72 и АС-72М выявлен ряд недостатков, снижающих эффективность их работы.

Заложенные по изначальному проекту запасы в технологическом оборудовании, а также внедрение ряда технических решений позволяют значительно увеличить мощность существующих агрегатов путем точечного расширения «узких» стадий существующих производств.

Такой подход является экономически оправданным по сравнению со строительством новых агрегатов» [3].

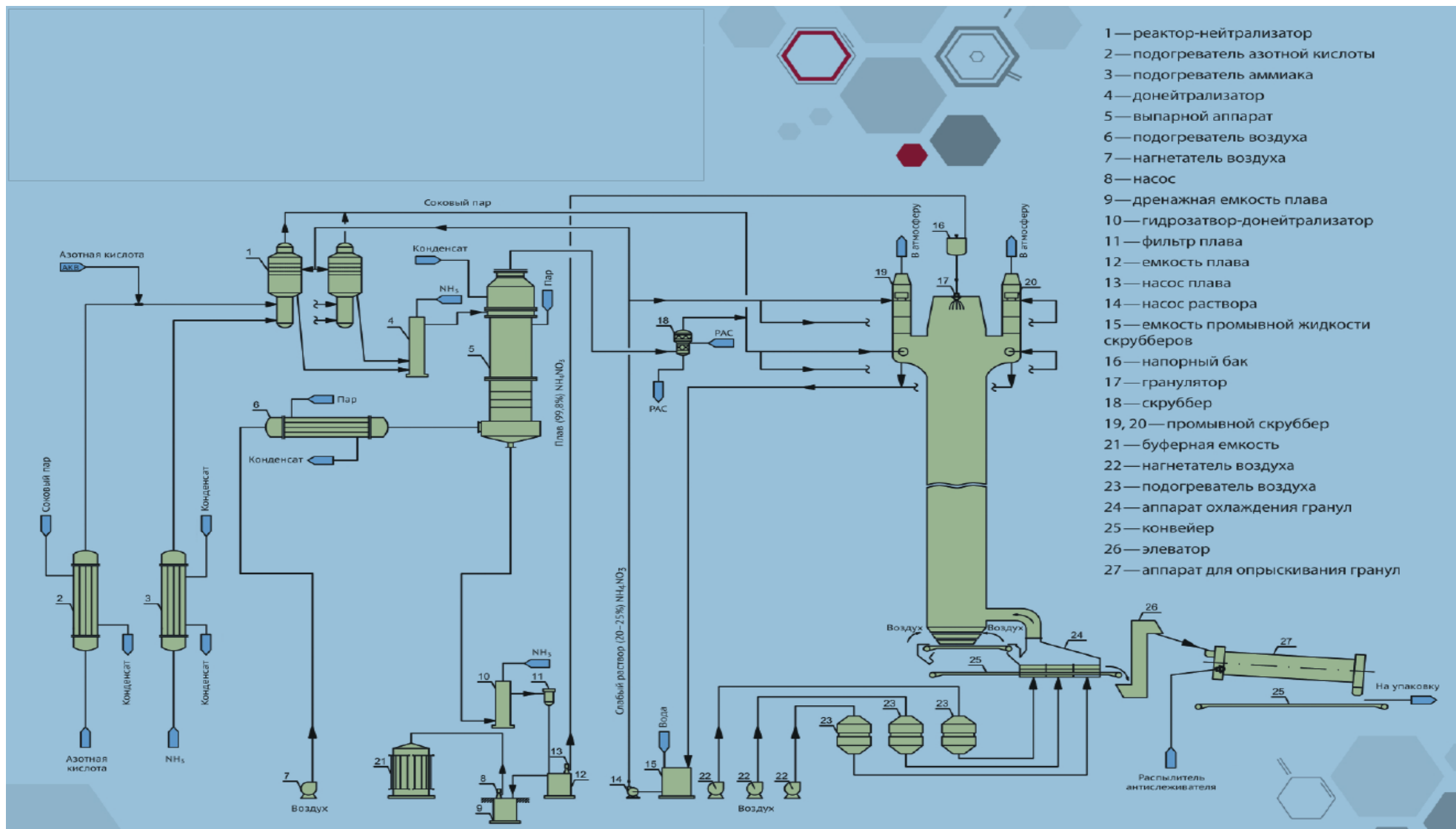


Рисунок 1 – Принципиальная схема производства аммиачной селитры

«Но поскольку сырьем для производства аммиачной селитры выступают аммиак и азотная кислота, часто производящиеся на той же промышленной площадке, производительность агрегатов аммиачной селитры может лимитироваться количеством исходного сырья. Поэтапное увеличение производительности агрегатов – источников сырья обуславливает этапный подход к реконструкциям агрегатов аммиачной селитры.

Есть результаты проработки с минимальным набором по реконструкции и без изменения количества оборудования. Реализация предусмотренных реконструкцией и техническим перевооружением мероприятий на предприятиях включает технические решения по интенсификации агрегатов, основанные на использовании резервов оборудования, а также по расширению ассортимента выпускаемой продукции и повышению ее качества. Освоение новых видов продукции обеспечивает работу производства по гибкой схеме, позволяющей перестраиваться на выпуск наиболее востребованной продукции согласно конъюнктуре рынка.

Далее приведены мероприятия, не обязательные для увеличения нагрузки агрегата, однако благотворно влияющие на характеристики ведения процесса и улучшение экологической характеристики для производств азотной промышленности.

Ревизия и замена морально устаревших рН-метров.

Замер кислотности среды на выходе из аппаратов ИТН и донейтрализаторов является важным показателем, влияющим на безопасность процесса. Наличие кислотной среды в растворах и плаве аммиачной селитры ускоряет реакции термического разложения аммиачной селитры. Современные рН-метры обеспечивают более точное и надежное измерение параметра.

Монтаж установки выпаривания слабых растворов.

Согласно базовому проекту, слабые растворы аммиачной селитры из циклов очистки газообразных выбросов, узла растворения некондиционной

фракции, а также растворов, накопленных во время пусковых или нештатных ситуаций, направлялись в реакционную часть аппаратов ИТН, что приводило к разбавлению РАС и соответственно к дополнительной нагрузке на стадию выпаривания.

Установка дополнительного выпарного аппарата позволяет разгрузить существующий основной выпарной аппарат, а также ускорить переработку слабых растворов.

Реконструкция узла очистки скрубберов гранбашни.

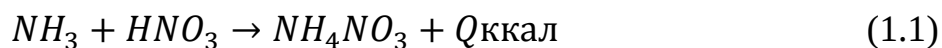
Для очистки газовых выбросов на производстве аммиачной селитры изначально была спроектирована и реализована скрубберная очистка. Однако она не была рассчитана на степень очистки, актуальную в настоящее время, и на производительность, необходимую в современных установках.

Техническим решением предусматривается реконструкция узла фильтрации паровоздушной смеси, отходящей из гранбашни, что обеспечивает снижение выбросов в атмосферу и возвращение уловленной аммиачной селитры в технологический процесс на стадию выпаривания.

Также институтами азотной промышленности разработано для снижения показателей выбросов вредных веществ в атмосферу аппараты очистки принципиально новой конструкции, что обеспечивает улучшение экологической характеристики производства с сокращением вредных выбросов в атмосферу и утилизацией веществ, уловленными газоочистными установками, в технологическом цикле» [7].

1.2 Общая характеристика существующего узла скрубберной нейтрализации производства аммиачной селитры

«Процесс нейтрализации азотной кислоты аммиаком описывается простой реакцией:



Эта реакция является практически необратимой и протекает с большой скоростью без образования побочных продуктов. В процессе нейтрализации выделяется большое количество тепла, определяемое тепловым эффектом реакции, концентрацией исходной азотной кислоты и температурой реагентов.

Тепловой эффект реакции может быть рассчитан по теплотам образования веществ, участвующих в реакции из простых веществ при температуре 18 °С и нормальном давлении.

Так как конечной целью производства является получение твердого нитрата аммония, то на стадии нейтрализации стремятся получить более концентрированные растворы аммиачной селитры, чтобы в дальнейшем упростить и удешевить стадию выпаривания раствора до состояния почти безводного плава.

Оптимальные условия для процесса нейтрализации выбирают в результате анализа совместного влияния на этот процесс таких параметров как концентрация азотной кислоты температуры и давления в реакторе. Для получения высококонцентрированного раствора необходимо применить высококонцентрированную кислоту, подогревать реагенты. В современных установках аммиачной селитры тепло реакции нейтрализации полностью используют для испарения воды из раствора аммиачной селитры» [22].

Кроме газообразного аммиака для получения селитры аммиачной используются газы дистилляции производства карбамида.

Процесс получения гранулированной селитры аммиачной в цехе №3 на ПАО «КуйбышевАзот» состоит из следующих стадий:

1. Получение азотнокислого раствора магнезита (корп. 607).
2. Нейтрализация азотной кислоты газообразным аммиаком или аммиаком, содержащимся в газах дистилляции производства карбамида (корп. 601) в составе двух аппаратов ИТН и двух скрубберных установок с предварительным упариванием раствора в двух выпарных аппаратах.

«При повышении давления газов дистилляции на входе в цех более 0,04 МПа (0,4 кгс/см²) срабатывает светозвуковая сигнализация.

Нейтрализация кислоты газообразным аммиаком в скруббере ведется с поддержанием кислой среды (5-15 г/л) азотной кислоты при температуре 90-125 °С.

Поступление слабой азотной кислоты в скруббер-нейтрализатор осуществляется по заданному количеству через регулирующий клапан и по электрохимическому потенциалу щелоков на выходе из скруббера по показаниям системы нейтрализации. Для поддержания стабильной среды в скрубберах предусмотрена линия орошения. Количество раствора, идущего на орошения скруббера поз. 201 (250) регулируется по уровню в сборниках щелоков поз. 204, 253 путем уменьшения или увеличения количества раствора, проходящего через циркуляционную линию насосов поз. 203, 252.

Для предотвращения образования взрывоопасной газовой смеси в скруббер-нейтрализатор подается газообразный азот. Раствор после скруббера-нейтрализатора с содержанием избытка кислоты 15-20 г/л поступает в гидрозатвор поз. 202 (251), откуда за счет вакуума поступает в вакуум-испаритель поз. 205 (254). В вакуум-испарителе раствор вскипает под вакуумом не менее 500 мм рт. ст., охлаждаясь при этом до температуры 75-85 °С. При понижении вакуума ниже 500 мм рт. ст. в скрубберной установке срабатывает светозвуковая сигнализация.

Из вакуум-испарителя раствор поступает в бак-гидрозатвор поз. 204 (253), откуда насосом поз. 203 (252) подается на орошение скруббера-нейтрализатора и выдаются в сборник поз. 18 (2).

Избыток образовавшегося раствора через промежуточный сборник поз. 18 (2) поступает в выпарной аппарат поз. 16/1, 2 через регулирующие клапана.

В сборнике поз. 18 (2) поддерживается уровень 20-80 % клапанами FCV-2041 и FCV-2531. При повышении уровня в сборниках поз. 18 (2), 204

(253) выше 80 % и понижении ниже 20 % срабатывает светозвуковая сигнализация.

Выхлопные газы после скруббера-нейтрализатора с содержанием аммиака не более $2,986 \text{ г/м}^3$, селитры аммиачной не более $1,257 \text{ г/м}^3$, азотной кислоты не более $15,8 \text{ г/м}^3$ выбрасываются в атмосферу через сепаратор поз. С-215, служащий для сбора конденсата, скапливающегося в выхлопной трубе, с последующей откачкой собранного конденсата насосом поз. Н-215 в сборник поз. 18/4. Несконденсированный газ выбрасывается в атмосферу через семидесятиметровую выхлопную трубу.

Раствор, образующийся в ловушке поз. 210 (258), сливается в гидрозатвор поз. 202 (251). Соковый пар, образующийся в вакуум-испарителе поз. 205 (254) проходит промыватель сокового пара поз. 206 (255), где частично отмывается от азотной кислоты и селитры аммиачной образующимся конденсатом сокового пара.

Образующийся раствор направляется в сборник-гидрозатвор поз. 204 (253).

Соковый пар после промывателя поз. 206 (255) поступает в поверхностный конденсатор поз. 207 (256), где конденсируется. Конденсаторы поз. 207 (256) представляют собой кожухотрубные горизонтальные теплообменники: в трубном пространстве – оборотная вода, в межтрубном – соковый пар.

При понижении давления оборотной воды ниже $2,5 \text{ кгс/см}^2$ срабатывает светозвуковая сигнализация. Конденсат сокового пара из конденсатора поступает в сборник кислого конденсата поз. 113 (1). В сборнике поз. 113 (1) поддерживается уровень 20-80 %. При повышении уровня выше 80 % и понижении ниже 20 % срабатывает светозвуковая сигнализация.

Инертные газы отсасываются вакуум-насосами поз. 22/1-6 или вакуумом, создаваемым свободным сливом воды в барометрических трубах,

подаваемой по замкнутой петле с помощью насоса поз. 22/3. После вакуум-насосов инерты выбрасываются в атмосферу.

При отсутствии или недостаточном количестве газов дистилляции, в скруббер-нейтрализатор поз. 201 (250) может подаваться газообразный аммиак через регулирующий клапан из общезаводской сети в количестве до 4500 нм³/ч» [27].

В 1989 году была выполнена реконструкция скрубберных установок, целью которой была интенсификация узла нейтрализации, повышение надежности аппаратов, снижение потерь связанного азота с соковыми парами. В реакционной зоне были организованы шесть реакционных стаканов диаметром 400 мм каждый. Подача газов дистилляции и азотной кислоты в реакционную зону осуществляется через барботеры, установленные в каждом реакционном стакане. Циркуляция раствора между скрубберами и вакуум-испарителями была сохранена [26].

На сегодняшний день существующая система промывки отработанных газов и сокового пара в настоящее время устарела. В результате чего фактическое содержание вредных веществ, выбрасываемых в атмосферу превышает их предельно-допустимые значения.

2 Описание модернизации существующего узла нейтрализации газов дистиляции

Содержание вредных веществ, выбрасываемых в атмосферу на сегодняшний день представлена в таблице 1.

Таблица 1 – Содержание вредных веществ после скруббера-нейтрализатора

Наименование вещества	Фактическая концентрация, мг/м ³	ПДК, мг/м ³
Нитрат аммония	2550	50
Диоксид азота	1350	8
Азотная кислота	1500	50

Для установления причин выброса в атмосферу большого количества вредных примесей (в первую очередь, оксидов азота), было выполнено технологическое обследование работы существующего узла скрубберной нейтрализации.

В ходе обследования, помимо рапортов аппаратчика стадии нейтрализации и результатов дополнительных анализов (Приложение А) были выбраны пути решения применяемые на предприятиях производства аммиачной селитры, рассмотрены рекомендации научно-исследовательского института азотной промышленности (ОАО «ГИАП» г. Москва) по уменьшению примесей в выбросах с учетом применения в условиях, а также в возможностях изменения компоновки на площадке цеха №3.

По данным анализа лаборатории (Приложение Б) и рапортов аппаратчика (Приложение В), можно сделать вывод, что в реакционной зоне происходит кипение раствора аммиачной селитры, чего не должно быть в схеме с вакуум-испарителем. Причиной кипения является то, что не весь объем циркулирующего раствора поступает в вакуум-испарители, (около 40-50 % поступает в сборники поз. 204/253 по переливу), тем самым

температура циркулирующего раствора на входе в скрубберы составляет 100-103 °С.

Таблица 2 – Температурный режим работы узла скрубберной нейтрализации

Параметр	Значение	Примечание
Температура щелоков на входе скрубберов поз. 201/250, °С	100-103	
Температура щелоков на выходе скрубберов поз. 201/250, °С	116-119	Соответствует температуре кипения 68-71% раствора аммиачной селитры при атмосферном давлении
Концентрация щелоков после скрубберов поз. 201/250, % масс.	72	Среднее значение по результатам лабораторных анализов
Температура щелоков после вакуум-испарителей поз. 205/254, °С	88-94	Соответствует температуре кипения 71-73% раствора аммиачной селитры при разряжении 500 мм рт. ст.
Концентрация щелоков после сборников поз. 204/253, % масс.	73,8	Среднее значение по результатам лабораторных анализов

«При существующей конструкции скрубберов-нейтрализаторов, (подача азотной кислоты осуществляется непосредственно в реакционные стаканы), а также из-за отсутствия интенсивной циркуляции в реакционных стаканах, в реакционной зоне при температуре 116-119 °С и высокой концентрации азотной кислоты, происходит разложение азотной кислоты и аммиачной селитры. В процессе разложения азотной кислоты и аммиачной селитры, происходит образование оксидов азота, а также унос паров азотной кислоты и аммиачной селитры с отработанными газами» [12].

Таким образом, для минимизации разложения азотной кислоты и аммиачной селитры и снижения выбросов в атмосферу в существующей схеме необходимо:

1. Обеспечить равномерное смешение (с сохранением соотношения) азотной кислоты с циркулирующим раствором до поступления в реакционную зону.

2. Поддерживать температуру в реакционной зоне на 10-15 °С ниже температуры кипения раствора аммиачной селитры.

Существенное влияние на содержание оксидов азота в выхлопном газе может оказывать их содержание в поступающей азотной кислоте. Поэтому необходимо строго соблюдать требования по содержанию растворенных оксидов азота в азотной кислоте.

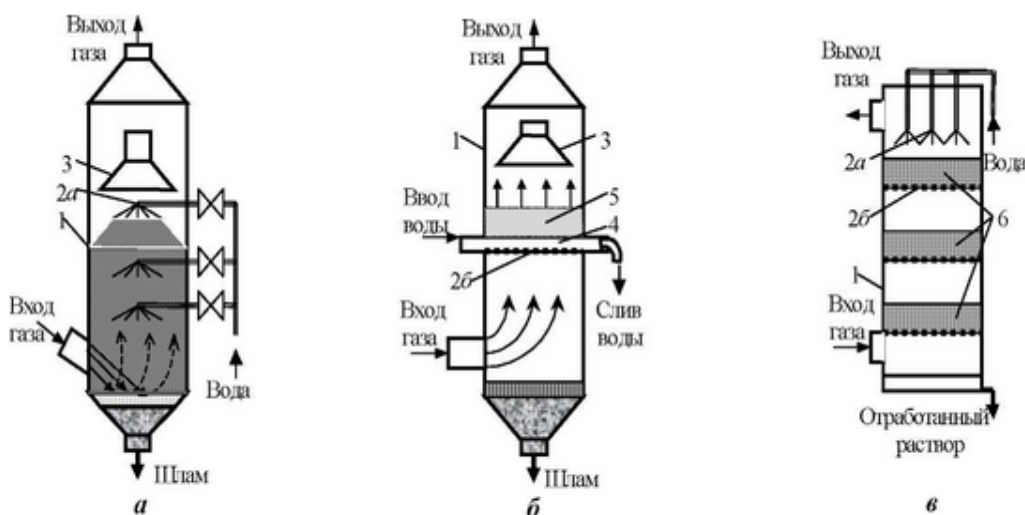
С учетом предоставленного анализа существующего узла нейтрализации, для снижения выброса вредных веществ в атмосферу до значений, регламентированных нормами РФ [35]: содержание NH_4NO_3 не более 50 мг/м³, содержание NO_2 не более 8 мг/м³, в данной дипломной работе представлены к рассмотрению два варианта технологических решений.

3 Основные технические решения

3.1 Вариант 1. Замена скруббера-нейтрализатора на скрубберы мокрой очистки

В промышленной очистке отходящих газов всего различают 4 вида скрубберов мокрой очистки: центробежный (форсуночный), пенный (барботажно-пенный), насадочный и скруббер Вентури (рисунок 5).

«Схема работы каждого из них имеет свои особенности, однако основной метод остается общим – метод мокрой очистки (отсюда и распространенное название аппарата «мокрый скруббер»). Заключается он в следующем: очищаемый газ смешивают с жидким веществом (как правило, водой, но возможно использование и другого рабочего раствора), капельки которого обволакивают твердые частицы пыли, тем самым отделяя их от газа. После уже чистый газ подается обратно в атмосферу, а жидкая технологическая среда – шлам, через сливной патрубок выводится из системы скруббера» [8].



Форсуночный скруббер (а), барботажно-пенный пылеуловитель (б), орошаемая противопоточная насадочная башня (в): 1 - корпус; 2а - форсунки; 2б - решетка; 3 - брызгоуловитель; 4 - вода; 5 - пена; 6 - насадка

Рисунок 4 – Скрубберы мокрой очистки

Для замены скруббера-нейтрализатора в узле нейтрализации газов дистилляции рассмотрим два варианта скрубберов мокрой очистки наиболее подходящих к существующей технологии.

Сравнительные характеристики представлены в таблице 3 [4,9].

Таблица 3 – Сравнительные характеристики насадочного скруббера и скруббера Вентури

Наименование	Характеристика	Достоинства	Недостатки
1	2	3	4
Насадочный скруббер (рисунок 4в)	«Для улучшения контакта газа с жидкостью применяют смачиваемую насадку, которую встраивают в полый скруббер. В верхней части аппарата над насадкой устраивают оросительное устройство, состоящее из различного вида разбрызгивателей и форсунок. Газ вводят в нижнюю часть скруббера под насадку. Он движется снизу вверх, проходит через смоченную поверхность насадки и в верхней части аппарата выводится через патрубок. Жидкость, смачивающая насадку, стекает с ее поверхности и собирается в бункере, откуда через гидрозатвор выводится из аппарата» [1]	Эффективность улавливания частиц размером более 2 мкм составляет около 90 %. Не требуют тонкого распыления воды, поэтому напор перед распылителями обычно невелик и составляет 50—100 кН/м ² (~5—10 м вод. ст.). Простой и дешевый в изготовлении.	Пыль осажается в отверстиях насадки, забивая их. При этом резко возрастает гидравлическое сопротивление проходу газа и снижается производительность скруббера.

Продолжение таблицы 3

1	2	3	4
Скруббер Вентури	Принцип действия основан на аэродинамических свойствах трубки Вентури. Она представляет собой трубу, напоминающую своей формой песочные часы. Состоит из конуса, переходящего в узкую горловину, которая расширяется в полноценный диффузор (рисунок 5). В трубу Вентури, оснащенную форсунками для подачи жидкости, поступает загрязненный газ. Сечение конуса сужается, заставляя смесь газа и жидкости двигаться быстрее – возникает эффект турбулентности. Турбулентность дробит поток на мельчайшие капельки, на поверхности которых оседают частицы. По мере поступления потока в расширяющуюся часть аппарата, его скорость снижается, турбулентность падает. Жидкость собирается в крупные капли и оседает на дно под действием силы тяжести, а очищенный газ снова подается в атмосферу.	Наиболее эффективные из аппаратов мокрой очистки газов. В связи с непрерывно возрастающими требованиями к глубине очистки газовоздушных выбросов промышленных предприятий скрубберы Вентури постепенно становятся доминирующим видом мокрых пылеуловителей.	Основной проблемой эксплуатации данного вида технических устройств является абразивный износ стенок скруббера, возникающий вследствие высоких скоростей газа, которые в горловине могут достигать значений 430 км/ч. Твёрдые частички или капли жидкости, двигаясь с такой скоростью и соударяясь со стенками, вызывают быструю эрозию стенок.



Рисунок 5 – Скруббер Вентури

В результате анализа предложений на скрубберы Вентури и насадочные скрубберы выбор был сделан в пользу последнего. Скруббер Вентури предлагался по более высокой цене, к тому же его габаритное исполнение превышало возможности компоновки.

На основании принятых решений предусматривается один насадочный скруббер-нейтрализатор на полную производительность узла скрубберной нейтрализации, которая увеличена до 1500 т/сутки по готовому продукту.

Скруббер орошается циркулирующим раствором аммиачной селитры, предварительно смешанным с азотной кислотой. Для обеспечения равномерного перемешивания предусматривается установка статического смесителя поз. 1005 с узлом ввода азотной кислоты поз. 1004 (струйный насос) [1].

«Азотная кислота автоматически дозируется таким образом, чтобы на выходе из скруббера-нейтрализатора раствор имел избыток азотной кислоты 5-10 г/л.

Для поддержания температуры в зоне реакции 80-100 °С предусматривается увеличение объема циркулирующего раствора. Существующие насосы поз. 203 (252) заменяются на новые, производительностью 640 м³/ч каждый (два рабочих, один резервный).

Раствор аммиачной селитры с концентрацией не менее 65 % масс. из скруббера-нейтрализатора поз. 1000 перекачивается в вакуум-испарители поз. 205 (254) вновь устанавливаемыми насосами поз. 1001/1, 2, 3 (два рабочих, один резервный). Уровень в скруббере-нейтрализаторе поз. 1000 поддерживается регулирующим клапаном, установленном на нагнетании насосов поз. 1001/1, 2, 3.

Скруббер-нейтрализатор представляет собой аппарат диаметром 3,0 м и высотой 22,6 м. Скруббер состоит из двух зон: реакционной и промывной» [9, 10].

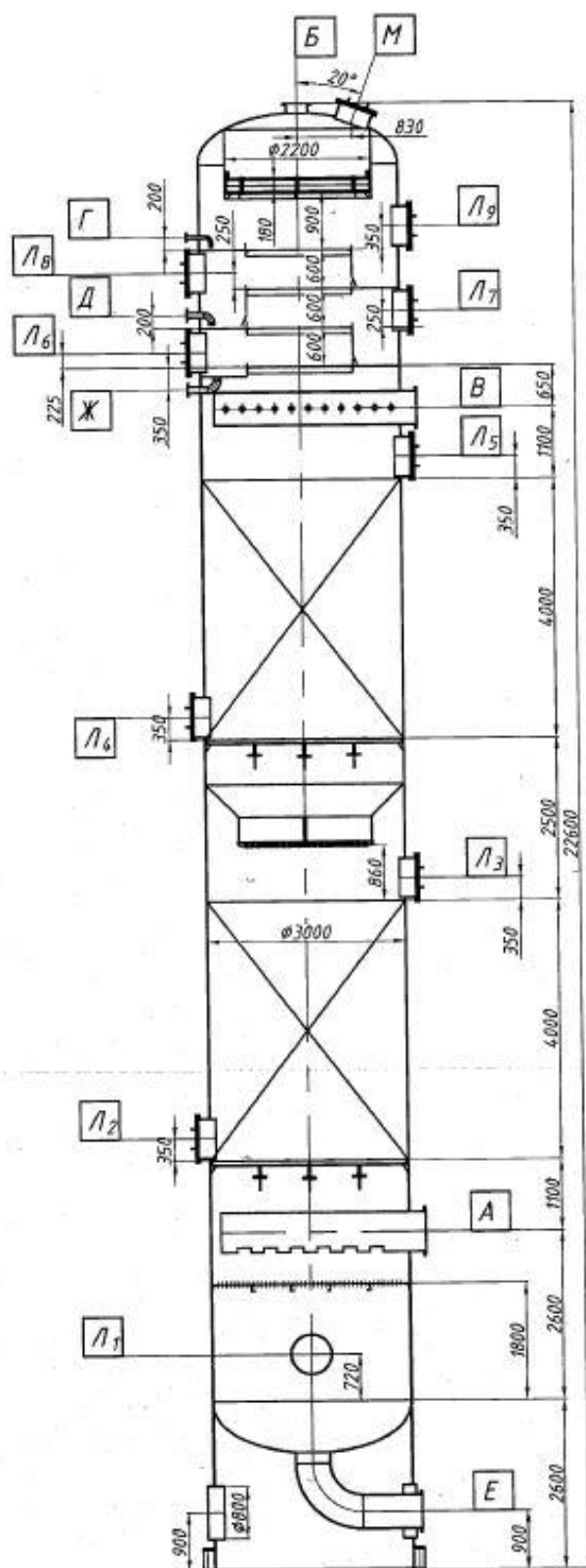


Таблица штуцеров

Обозначение	Назначение	Кол. шт.	Номинальный диаметр DN	Номинальное давление PN, МПа
А	Вход газа	1	600	0,6
Б	Выход газа	1	300	0,6
В	Вход раствора	1	500	0,6
Г	Вход жидкости на верхнюю тарелку	1	50	0,6
Д	Вход жидкости на среднюю тарелку	1	80	0,6
Е	Выход раствора	1	500	0,6
Ж	Выход жидкости с тарелок	1	100	0,6
Л1-3	Люк	9	600	0,6
М	Люк	1	500	0,6

Техническая характеристика

- 1 Рабочее давление, избыточное, МПа - до 0,1;
- 2 Расчётное давление без учёта столба жидкости, избыточное, МПа - 0,1;
- 3 Температура расчётная, °С - 150;
- 4 Материал - Сталь 08Х18Н10Т;

Эскиз Скруббера -нейтрализатора
раз. 1000

Рисунок 6 – Эскиз скруббера-нейтрализатора. Вариант 1

В реакционной зоне размещается слой массообменной насадки (по типу металлических колец Палля диаметром 25 мм) объемом 56,5 м³.

В промывной зоне устанавливаются четырех колпачковые тарелки и демистр. Конструкция промывной зоны предусматривает создание двух контуров орошения: две верхние тарелки орошаются конденсатом сокового пара от существующих насосов поз. 26 в количестве 0,3-1,0 м³/ч. Образующийся на двух верхних тарелках слабый раствор аммиачной селитры переливается на нижние тарелки.

На две нижние тарелки подается подкисленный циркулирующий 15-25 % раствор аммиачной селитры из вновь устанавливаемой емкости поз. 1002. Постоянная циркуляция раствора осуществляется вновь устанавливаемым насосом поз. 1003/1, 2. Для подкисления раствора аммиачной селитры в емкость поз. 1002 автоматически дозируется азотная кислота. Содержание азотной кислоты в циркулирующем растворе – до 35 г/л. Промывной раствор с нижней тарелки сливается в емкость поз. 1002.

После очистки от непрореагировавшего аммиака, брызг раствора аммиачной селитры и паров азотной кислоты, отработанные газы выбрасываются в атмосферу по существующей схеме.

Для очистки сокового пара, образующегося в результате вскипания раствора аммиачной селитры в вакуум-испарителях поз. 205 (254) предусматривается замена ловушек-промывателей поз. 206 (255) на новые.

В новых ловушках устанавливаются фильтрующие патроны и демистры. Для промывки патронов предусматривается периодическое орошение конденсатом сокового пара от существующих насосов поз. 26.

После ловушек очищенный от брызг и аэрозоля аммиачной селитры соковый пар направляется в поверхностные конденсаторы поз. 207 (256) по существующей схеме.

Принципиальная технологическая схема с материальными потоками представлена на рисунке 7 [32].

3.2 Вариант 2. Замена скрубберов на нейтрализаторы по типу ИТН

Данный вариант предполагает замену существующих скрубберов на нейтрализаторы по типу аппаратов ИТН с естественной циркуляцией раствора в реакционной зоне.

Процесс нейтрализации осуществляется под давлением, близким к атмосферному, при температуре в реакционной зоне 115-130 °С.

Известна конструкция – аналог установка для нейтрализации отходящих газов, разработанная фирмой «Krupp Uhde», с так называемой, петлей нейтрализации фирмы «Krupp Uhde» [34]. «Состоит из циркуляционного насоса с трубопроводами нагнетания и всаса, и входящими в циркуляционный контур: аппаратом смешивания-нейтрализации и сепаратором-абсорбером. Трубопровод нагнетания циркуляционного насоса соединен с осевым входом аппарата смешивания, далее осевой выход аппарата посредством трубной перемычки с дроссельной диафрагмой тангенциально подключен к цилиндрической части сепаратора. С нижнего конического днища сепаратора – выход смеси присоединен к трубопроводу всаса насоса. Трубопровод вывода готового продукта соединен со средней частью конического днища сепаратора. Трубопроводы подачи кислоты и газа под давлением подведены к аппарату смешивания в бок цилиндрической части. Внутри аппарата смешивания для впрыскивания кислоты HNO_3 установлены форсунки-наконечники. Для впрыска газа NH_3 под давлением использована трубчатка с отверстиями в стенках трубок» [38].

Для обеспечения производительности узла скрубберной нейтрализации 1500 т/сутки по готовому продукту с учетом возможности одновременной переработки газов дистилляции и газообразного аммиака предусматривается установка двух нейтрализаторов номинальной производительностью 32 т/час готового продукта каждый. Установка одного аппарата на полную нагрузку узла скрубберной нейтрализации является нецелесообразной из-за больших габаритов нейтрализатора и невозможности обеспечения стабильной

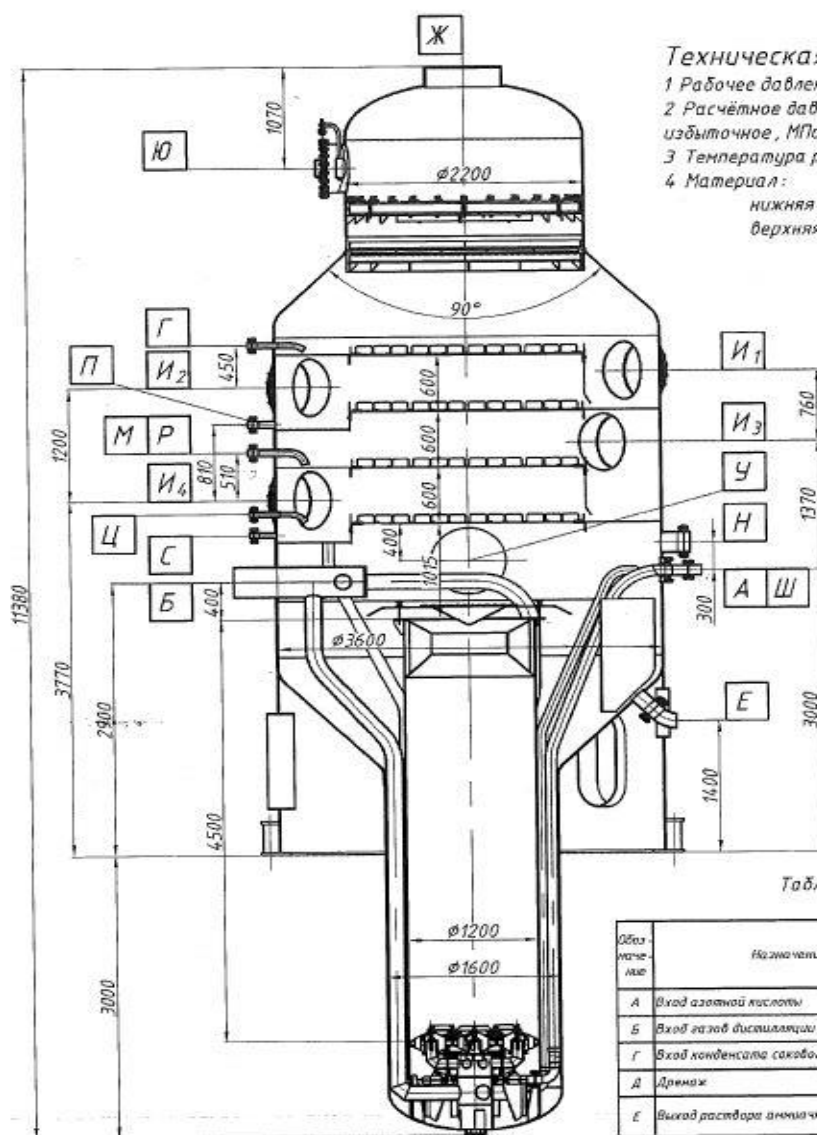
циркуляции раствора аммиачной селитры при изменении нагрузки в широком диапазоне [37].

«Нейтрализатор представляет собой вертикальный аппарат цилиндрической формы, состоящий из двух частей: реакционной диаметром 1600 мм и сепарационной диаметром 3600 мм.

Для подачи в диспергированном состоянии реагентов – газов дистилляции и азотной кислоты, в нижней части реакционного стакана расположены барботеры. Барботер газов дистилляции выполнен в виде шести фонарей с перфорированной верхней конической частью. Такая конструкция обеспечивает хорошее распределение газов дистилляции по всему сечению реакционного стакана, что снижает загрязненность сокового пара примесями селитры и кислоты. Кольцевой перфорированный барботер азотной кислоты располагается ниже барботера газов дистилляции. Барботеры газов дистилляции и азотной кислоты выполнены из титана.

В верхней части реакционного стакана предусматривается диффузор, обеспечивающий постепенное нарастание скорости на выходе из стакана. Вывод газожидкостной смеси осуществляется через завихритель. В нижней части реакционного стакана выполнены отверстия для поступления в стакан циркуляционного раствора аммиачной селитры.

Такая конструкция реакционной части обеспечивает интенсивную естественную циркуляцию раствора аммиачной селитры, которая препятствует переходу азотной кислоты в газовую фазу и уносу ее соковым паром» [17].



Техническая характеристика

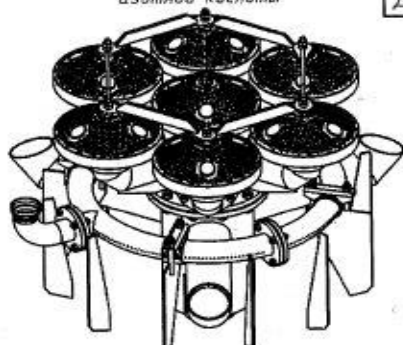
- 1 Рабочее давление, избыточное, МПа – до 0,02;
- 2 Расчётное давление с учётом столба жидкости, избыточное, МПа – 0,1;
- 3 Температура расчётная, °С – 200;
- 4 Материал:

нижняя часть – Сталь 03Х18Н11,
верхняя часть – Сталь 12Х18Н10Т.

Таблица штуцеров

Обозначение	Назначение	Кол. шт.	Номи-нальный диаметр DN	Номинальное давление PN МПа	масс./шт.
А	Вход азотной кислоты	1	100	0,6	6
Б	Вход газов дистилляции	1	300	–	–
Г	Вход конденсата сокового пара	1	50	2,5	25
Д	Дренаж	1	80	1,6	16
Е	Выход раствора аммиачной селитры	1	150	2,5	25
Ж	Выход сокового пара	1	700	–	–
И1-И4	Люк	4	600	0,3	3
М	Вход азотной кислоты	1	32	2,5	25
Н	Передел	1	200	1,0	10
П	Выход конденсата сокового пара	1	65	2,5	25
Р	Вход раствора аммиачной селитры	1	65	2,5	25
С	Вход раствора аммиачной селитры	1	50	2,5	25
У	Люк	1	700	0,3	3
Ц	Вход парового конденсата	1	50	2,5	25
Ш	Вход парового конденсата	1	80	1,6	16
Ю	Люк	1	500	0,6	6

Узел ввода газов дистилляции и азотной кислоты



Эскиз нейтрализатора поз. 1201 (1250)

Рисунок 8 – Эскиз нейтрализатора. Вариант 2

Верхняя часть аппарата представляет собой скруббер с двумя колпачковыми тарелками, на которых осуществляется улавливание непрореагировавшего в реакционной зоне аммиака. На верхнюю тарелку подается циркулирующий 15-25 % подкисленный раствор аммиачной селитры из вновь устанавливаемой емкости поз. 1002. Постоянная циркуляция раствора осуществляется вновь устанавливаемым насосом поз. 1003/1, 2. Для подкисления раствора аммиачной селитры в емкость поз. 1002 автоматически дозируется азотная кислота. Содержание азотной кислоты в циркулирующем растворе поддерживается в диапазоне 5-15 г/л. Промывной раствор с нижней тарелки сливается в емкость поз. 1002.

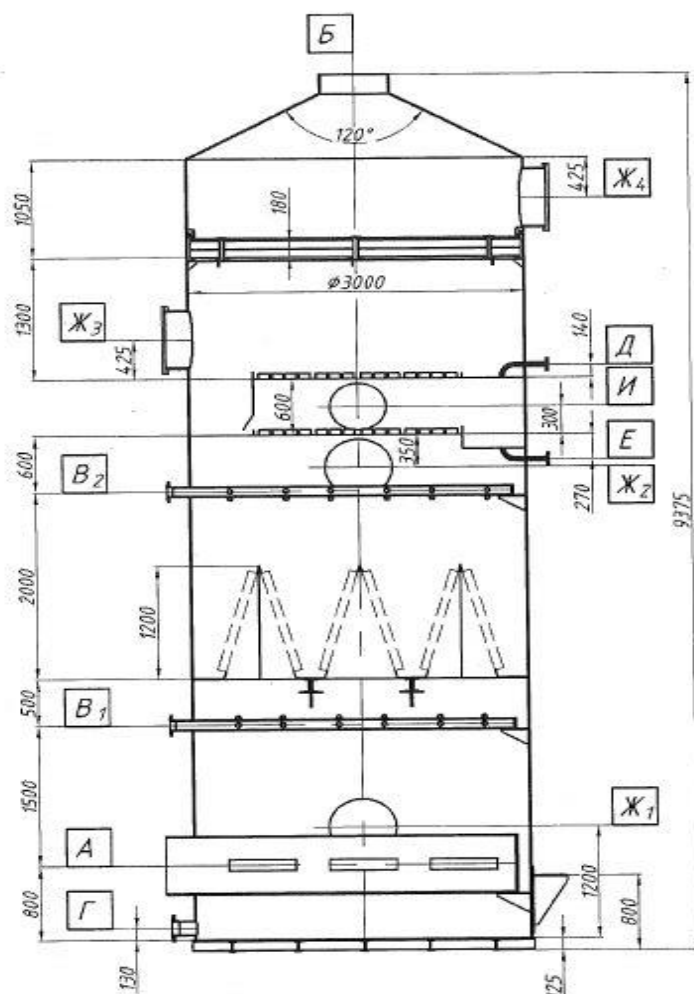
На выходе из сепарационной части предусматривается сетчатый отбойник.

В результате реакции и испарения части воды раствор на выходе из нейтрализаторов имеет концентрацию не менее 65 % масс. NH_4NO_3 . Избыток азотной кислоты в растворе поддерживается в пределах 5-10 г/л.

Из нейтрализаторов раствор аммиачной селитры поступает в существующие сборники-гидрозатворы поз. 204 и поз. 253, откуда насосами поз. 203 и поз. 252 выдается на упаривание по существующей схеме.

Вместо насосов поз. 203 и поз. 252 устанавливаются насосы поз. 1203 и 1252 производительностью 40 м³/ч каждый. Допускается использование существующих насосов с организацией возврата части раствора с нагнетания в сборники-гидрозатворы, однако такая схема не рекомендуется, т.к. отличается перерасходом электроэнергии.

Для более глубокой очистки сокового пара, поступающего из нейтрализаторов, от NH_4NO_3 и HNO_3 устанавливаются промыватели поз. 1006/1, 2 [39].



Техническая характеристика
 1 Рабочее давление, избыточное, МПа – до 0,02;
 2 Расчётное давление без учёта столба жидкости, избыточное, МПа – 0,025;
 3 Температура расчётная, °С – 200;
 4 Материал – Сталь 08 X 18 Н 10 Т.

Таблица штуцеров

Обозначение	Назначение	Кол. шт.	Номинальный диаметр DN	Номинальное давление PN	
				МПа	кгс/см ²
А	Вход сокового пара	1	600	1,6	16
Б	Выход сокового пара	1	600	1,6	16
В _{1,2}	Вход раствора аммиачной селитры	2	100	2,5	25
Г	Выход раствора аммиачной селитры	1	150	1,6	16
Д	Вход конденсата сокового пара	1	32	1,6	16
Е	Выход конденсата сокового пара	1	32	1,6	16
Ж ₁₋₄	Люк	4	600	0,6	6
И	Люк	1	500	0,6	6

Эскиз промывателя поз. 1006/1,2

Рисунок 9 – Эскиз промывателя. Вариант 2

«В промывателях предусматриваются две ступени очистки. На первой ступени соковый пар подвергается очистке на демистрах, орошаемых циркулирующим 15-25 % раствором аммиачной селитры от насосов поз. 1003/1, 2. Далее соковый пар промывается на двух колпачковых тарелках конденсатом сокового пара, подаваемым из существующего сборника поз. 113 насосами поз. 26. На выходе сокового пара из промывателя устанавливается демистр.

Для исключения повышения давления в нейтрализаторах на линии выхода сокового пара установлен бак-гидрозатвор поз. 1007. В бак-гидрозатвор постоянно подается слабый раствор аммиачной селитры, выводимый с нижней тарелки промывателя поз. 1006/1, 2. Из бака-гидрозатвора слабый раствор по линии перелива выдается в емкость поз. 1002.

При данной конфигурации узла скрубберной нейтрализации требуемое давление газов дистилляции на выходе в нейтрализаторы не превысит значения 0,1 МПа (изб.).

Преимуществом данного варианта является существенное упрощение технологической схемы за счет исключения вакуум-испарителей и оборудования, связанного с ними, из схемы» [31].

Принципиальная технологическая схема с материальными потоками после технического перевооружения представлена на рисунке 10.

Принципиальная технологическая схема нейтрализации азотной кислоты аммиаком, содержащимся в газах дистилляции

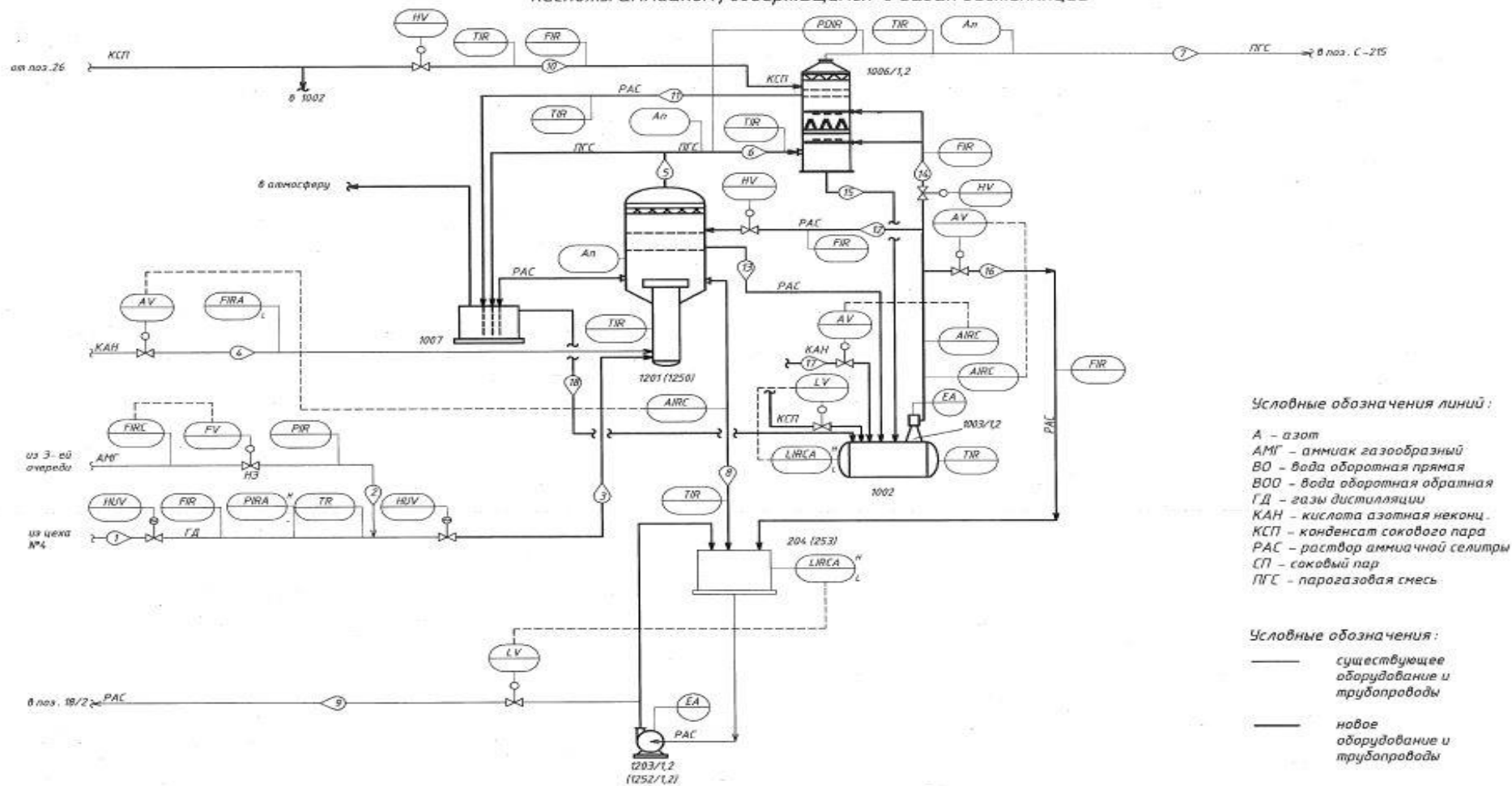


Рисунок 10 – Принципиальная схема узла нейтрализации после технического перевооружения. Вариант 2

4 Расчет материального баланса скрубберной установки

4.1 Исходные данные цеха 3 по выработке аммиачной селитры

Производительность: 1700,05 т/сутки (70,84 т/час).

Производительность моногидрата HNO_3 (неконцентрированная азотная кислота из цеха №5): 57,20 т/час.

Потребление HNO_3 (100%) по данному расчету (см. поток №3): 22,55 т/час.

Проектная выработка на ИТН (поз. 13/1, 2): 42,2 т/час.

Выработка аммиачной селитры на скрубберах-нейтрализаторах поз. 201, 250 по данному расчету (см. поток №4): 28,64 т/час.

Объемный расход газов дистилляции из цеха карбамида по данным цеха №3: 17400 $\text{м}^3/\text{час}$. Состав газов дистилляции принимаются по данным ЦЗЛ (Приложение А, Б).

Расход газообразного аммиака в скрубберы-нейтрализаторы принимаются по фактическому среднему расходу для поз. 201, 250: 1000,00 $\text{м}^3/\text{час}$. Норма расхода аммиака на 1 тонну аммиачной селитры: 214 кг/т.

Норма расхода HNO_3 (моногидрат) на 1 тонну аммиачной селитры: 804,6 кг/т.

Концентрация неконцентрированной азотной кислоты: 48 % масс.

Концентрация NH_4NO_3 в водном растворе щелоков в кубе скрубберов поз. 201, 250: 70 % масс.

Мольный объем идеального газа: 22,4 $\text{м}^3/\text{кмоль}$.

4.2 Материальные потоки

Схема материальных потоков узла нейтрализации азотной кислоты аммиаком, содержащимся в газах дистилляции представлена на рисунке 11.

Материальные потоки представлены в таблицах 4, 5, 6, 7, 8.

Таблица 4 – Поток №1 – Газы дистилляции из производства карбамида

Наименование вещества	мол. вес	% масс.	кг/час	% об.	нм ³ /ч	кмоль/ч	нм ³ /час	% об.	кг/час	% вес.
NH ₃	17	38,34	5328,21	40,35	7020,69	313,42	7020,69	94,86	5328,21	90,88%
O ₂	32	0,50	69,78	0,28	48,85	2,18	48,85	0,66	69,78	1,19%
CH ₄	16	0,19	26,96	0,22	37,74	1,69	37,74	0,51	26,96	0,46%
CO ₂	44	2,15	299,47	0,88	152,46	6,81	152,46	2,06	299,47	5,11%
CO	28	0,004	0,56	0,00	0,44	0,02	0,44	0,006	0,56	0,01%
N ₂	28	0,97	135,06	0,62	108,05	4,82	108,05	1,46	135,06	2,30%
H ₂	2	0,02	2,91	0,19	32,56	1,45	32,56	0,44	2,91	0,05%
H ₂ O	18	57,81	8035,07	57,47	9999,20	446,39				
HNO ₃	63	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00				
NH ₄ NO ₃	80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00				
ИТОГО		100,00	13898,01	100,00	17400,00	776,79	7400,80	100,00	5862,94	100,00%
Давление	не более 0,5 ати									
Температура	90°С									
Плотность	0,799 кг/нм ³									

Таблица 5 – Поток №2 – Газообразный аммиак из сети предприятия

Наименование вещества	мол. вес	% масс.	кг/час	% об.	нм ³ /ч	кмоль/ч
NH ₃	17	99,65	756,80	99,720	997,20	44,52
O ₂	32	0,03	0,26	0,018	0,18	0,01
CH ₄	16	0,13	0,99	0,138	1,38	0,06
CO ₂	44	0,02	0,16	0,008	0,08	0,004
CO	28	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	28	0,13	0,98	0,078	0,78	0,03
H ₂	2	0,00	0,01	0,008	0,08	0,00
H ₂ O	18	0,03	0,24	0,030	0,30	0,01
HNO ₃	63	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
NH ₄ NO ₃	80	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
ИТОГО		100,00	759,43	100,00	1000,00	44,64
Давление	1,5-3,0 ати					
Температура	не менее 4 °С					
Плотность	0,799 кг/нм ³					

Таблица 6 – Поток №3 – Неконцентрированная азотная кислота из напорного бака

Наименование вещества	мол. вес	% масс.	кг/час	% об.	кмоль/ч
NH ₃	17	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	32	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	16	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	44	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	28	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	28	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	2	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	18	52,00	24429,52	79,13	1357,20
HNO ₃	63	48,00	22550,33	20,87	357,94
NH ₄ NO ₃	80	0,00	0,00	0,00	0,00
ИТОГО		100,00	46979,85	100,00	1715,14
Давление	1,0 ати				
Температура	50 °С				
Плотность при 20 °С	1,3 т/м ³				

Таблица 7 – Поток №4 – Раствор водный аммиачной селитры на последующую стадию выпарки (щелок)

Наименование вещества	мол. вес	% масс.	кг/час	% об.	кмоль/ч
NH ₃	17	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	32	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	16	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	44	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	28	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	28	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	2	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	18	30,00	12272,29	65,57	681,79
HNO ₃	63	0,00	0,00	0,00	0,00
NH ₄ NO ₃	80	70,00	28635,34	34,43	357,94
ИТОГО		100,00	40907,63	100,00	1039,74
Давление	равно давлению в нейтрализаторе				
Температура	не более 125 °С				
Плотность при рабочих условиях	1,29 т/м ³				

Таблица 8 – Поток №5 – Отходящие газы скрубберов- нейтрализаторов

Наименование вещества	мол. вес	% масс.	кг/час	% об.	нм ³ /ч	кмоль/ч
NH ₃	17	0,0026	0,53	0,003	0,70	0,03
O ₂	32	0,34	70,04	0,19	49,03	2,19
CH ₄	16	0,13	27,95	0,15	39,12	1,75
CO ₂	44	1,45	299,63	0,60	152,54	6,81
CO	28	0,00	0,56	0,002	0,44	0,02
N ₂	28	0,66	136,04	0,43	108,83	4,86
H ₂	2	0,01	2,91	0,13	32,64	1,46
H ₂ O	18	97,39	20192,55	98,49	25128,50	1121,81
HNO ₃	63	0,01	2,78	0,00	0,99	0,04
NH ₄ NO ₃	80	0,00	0,22	0,00	0,06	0,003
ИТОГО		100,00	20733,19	100,00	25512,86	1138,97
Давление	атмосферное					
Температура	115 °С					

Принципиальная существующая технологическая схема скрубберов-нейтрализаторов

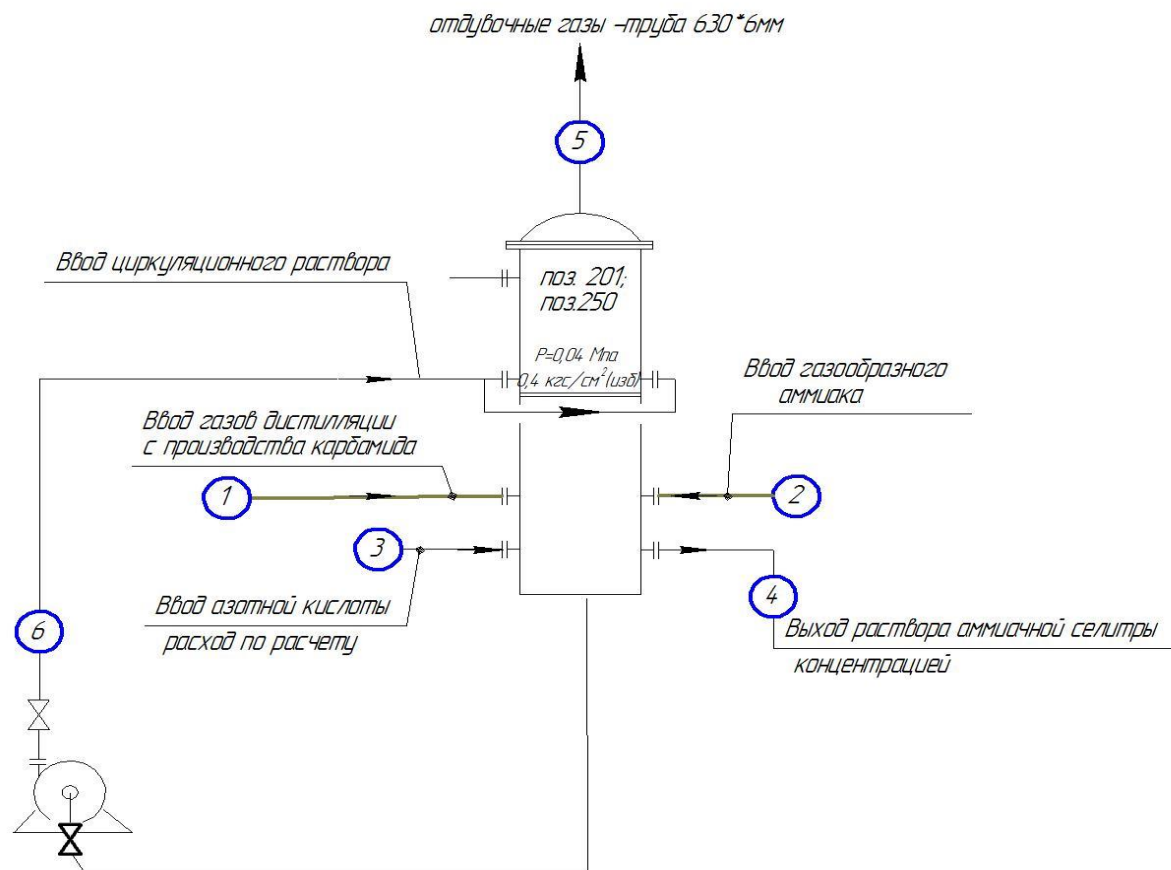


Рисунок 11 – Схема материальных потоков

5 Технологическое и экологическое обоснование выбора оборудования

5.1 Расчет скруббера-нейтрализатора по варианту 1

Рассчитаем применение скруббера-нейтрализатора насадочного типа для замены существующего [16], используя данные материального баланса.

1) Определим равновесие между фазами по закону Генри:

$$y^* = \frac{P_0}{P} x, \quad (2)$$

где P_0 - давление насыщенного пара, Па (P_0 при температуре 25 °С равно $1,65 \cdot 10^8$);

P - давление в аппарате, Па ($P=0,16$ МПа).

$$y^* = \frac{1,65 \cdot 10^8}{0,16 \cdot 10^6} x = 1031,2 \cdot x.$$

2) Для определения расхода раствора аммиачной селитры необходимо определить среднюю молекулярную массу отходящих газов:

$$M_{cp} = x_{N_2} \cdot M_{N_2} + x_{CO_2} \cdot M_{CO_2} + x_{H_2O} \cdot M_{H_2O} + x_{Na_2CO_3} \cdot M_{Na_2CO_3}, \quad (3)$$

где x - мольная доля в смеси (по данным материального баланса);

M - молекулярная масса.

$$M_{cp} = 0,5995 \cdot 28 + 0,1885 \cdot 44 + 0,1766 \cdot 18 + 0,0147 \cdot 90 = 28,9 \text{ кмоль}.$$

Следовательно, мольный расход в смеси равен:

$$G_H = \frac{G_{от.газов}}{M_{cp}}, \quad (4)$$

где $G_{от.газов}$ - количество отходящих газов, поступающих в аппарат (по данным материального баланса $G_{от.газов} = 36400 \text{ кг/час} = 10,1 \text{ кг/с}$).

$$G_H = \frac{10,1}{28,9} = 0,35 \text{ кмоль/с}.$$

Определим расход воды по уравнению:

$$L = \frac{s \cdot G_H \cdot y_H \cdot (1 - y_H / y^*)}{y_H / y^*}, \quad (5)$$

где s - степень извлечения (примем $s=90\%$);

y_H - мольная доля CO_2 .

$$L = \frac{0,9 \cdot 0,35 \cdot 0,1885 \cdot (1 - 0,1885/1031,2)}{0,1885 / 1031,2} = 3,27 \text{ кмоль/с},$$

$$G_{H_2O} = 3,27 \cdot 18 = 58,86 \text{ кг/с} = 211896 \text{ кг/ч}.$$

3) Найдем конечные расходы и составы фаз с помощью уравнения:

$$M = s \cdot G_H \cdot y_H, \quad (6)$$

$$G_K = G_H - M, \quad (7)$$

$$L_K = L_H + M, \quad (8)$$

$$y_K = \frac{G_H \cdot y_H - M}{G_K}. \quad (9)$$

$$M = 0,9 \cdot 0,35 \cdot 0,1885 = 0,059 \text{ кмоль/с},$$

$$G_K = 0,35 - 0,059 = 0,291 \text{ кмоль/с},$$

$$L_K = 3,27 + 0,059 = 3,33 \text{ кмоль/с},$$

$$L_K = 3,33 \cdot 18 = 59,9 \text{ кг/с},$$

$$y_K = \frac{0,35 \cdot 0,1885 - 0,059}{0,291} = 0,024.$$

При выбранном расходе воды величина mG/L в верхней части аппарата равна:

$$\frac{m \cdot G_H}{L_H} = \frac{1031,2 \cdot 0,291}{3,27} = 9,2.$$

4) Найдем массовые и объемные расходы фаз. Для этого необходимо определить плотность смеси:

$$\rho_{yn} = \frac{M_{cp} \cdot P}{R \cdot T}, \quad (10)$$

где R - универсальная газовая постоянная;

T - температура в аппарате.

$$\rho_{yn} = \frac{28,9 \cdot 0,16 \cdot 10^6}{8314 \cdot (273 + 25)} = 1,87 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{ук} = \frac{M_{срк}}{M_{cp}} \cdot \rho_{yn}, \quad (11)$$

где M_{срк} - средняя конечная молярная масса (M_{срк} = 2,477 кмоль/с).

$$\rho_{ук} = \frac{2,477}{28,9} \cdot 1,87 = 0,16 \text{ кг/м}^3,$$

$$G_K = 0,291 \cdot 2,477 = 0,72 \text{ кг/с}.$$

$$V_{yn} = \frac{G_H}{\rho_{yn}}, \quad (12)$$

где V_{yn} - объемная скорость, м³/с;

ρ_{yn} - плотность смеси, кг/м³.

$$V_{yn} = \frac{0,35}{1,87} = 0,19 \text{ м}^3/\text{с}.$$

5) Определим фиктивную скорость газа при захлебывании. Для определения используем эмпирическую формулу (13), применяемую для аппаратов, заполненных кольцами Рашига:

$$\frac{\omega_{yz}^2 \cdot a_n}{g \cdot \varepsilon^3} \left(\frac{\rho_{yn}}{\rho_{ук}} \right) \cdot \mu_x = 1,2 \exp \left[-4(L/G)^{1/4} (\rho_{yn}/\rho_{ук})^{1/8} \right], \quad (13)$$

где ω_{yz} - фиктивная скорость при захлебывании;

μ_x - вязкость жидкости;

a_n - удельная поверхность насадки (a_n = 90 м²/м³);

ε - свободный объем насадки (ε = 0,785 м³).

Найдем скорость газа в аппарате при захлебывании отдельно для низа аппарата (на входе газа):

$$\omega_{yz} = \sqrt{\frac{1,2 \cdot g \cdot \varepsilon^3 \cdot \exp\left[-4(L_K/G_H)^{1/4}(\rho_{yh}/\rho_{yk})^{1/8}\right]}{a_n \cdot \mu_x^{0,16} \cdot (\rho_{yh}/\rho_{yk})}} \quad (14)$$

$$\omega_{yz} = \sqrt{\frac{1,2 \cdot 9,81 \cdot 0,785^3 \cdot \exp\left[-4(59,9/0,35)^{1/4}(1,87/997)^{1/8}\right]}{90 \cdot 0,891^{0,16} \cdot (1,87/997)}} = 0,057 \text{ м/с}$$

Для верха аппарата:

$$\omega_{yz} = \sqrt{\frac{1,2 \cdot g \cdot \varepsilon^3 \cdot \exp\left[-4(L_H/G_K)^{1/4}(\rho_{yh}/\rho_{yk})^{1/8}\right]}{a_n \cdot \mu_x^{0,16} \cdot (\rho_{yh}/\rho_{yk})}} \quad (15)$$

$$\omega_{yz} = \sqrt{\frac{1,2 \cdot 9,81 \cdot 0,785^3 \cdot \exp\left[-4(58,86/0,72)^{1/4}(0,16/997)^{1/8}\right]}{90 \cdot 0,891^{0,16} \cdot (0,16/997)}} = 0,013 \text{ м/с}$$

Скорости газа при захлебывании в данном случае очень малы вследствие повышенного давления в аппарате и большого удельного объема поглотителя.

6) Определим диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{yh}}{\pi \cdot \omega_{yz}}} \quad (16)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,19}{3,14 \cdot 0,057}} = 2,1 \text{ м}$$

Принимаем стандартный скруббер с диаметром D=3,1 м.

5. 2. Расчет скруббера-нейтрализатора по варианту 2

5.2.1. Конструктивный расчет аппарата ИТН

Выбор и расчет основного оборудования [29]:

1) Тепло, приходящее с азотной кислотой:

$$Q_{AK} = (c_{HNO_3} \cdot n_{HNO_3} + c_{H_2O} \cdot n_{H_2O}) \cdot t_{BX}, \quad (17)$$

где t_{BX} - температура азотной кислоты на входе в аппарат ($t_{BX} = 50^\circ\text{C}$);

c_{HNO_3} – удельная теплоемкость азотной кислоты, кДж/(кг°С) [13].

$$c_{\text{H}_2\text{O}} = 39,02 + 0,07664 \cdot (50 + 273) + \left(11,96 \cdot \frac{105}{(50 + 273)^2} \right) =$$
$$= 75,23 \text{ Дж/моль} \cdot \text{К}$$

$$Q_{\text{Ак}} = (22550,33 \cdot 108,8 + 24429,52 \cdot 75,23) \cdot 393 = 4,3 \cdot 10^6 \text{ кДж}$$

2) Тепло, приходящее с газами дистилляции:

$$Q_{\text{гл}} = G \cdot c \cdot t_{\text{гл}},$$

$$Q_{\text{гд}} = 19760,9 \times 2,5 \times 90 = 18 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч},$$

где G – количество поступающих газов, кг/ч (см. поток 1 материального баланса);

c – удельная теплоемкость газов дистилляции, кДж/(кг°С) [2];

$t_{\text{гд}}$ – температура воздуха, К.

3) Тепло, приходящее с аммиаком:

$$Q_{\text{гл}} = G \cdot c \cdot t_{\text{гл}},$$

где G – количество поступающего газа, кг/ч (см. поток 2 материального баланса);

c – удельная теплоемкость аммиака, кДж/(кг°С) [21];

$t_{\text{гд}}$ – температура воздуха, °С.

$$Q_{\text{гд}} = 759,43 \times 3,052 \times 30 = 0,7 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}.$$

4) Тепло, выделяющееся при реакции нейтрализации рассчитаем по теплотам образования веществ [19], вступающих в реакцию:

Для аммиака - 45796 Дж/кг;

Для азотной кислоты - 177334 Дж/кг;

Для плава аммиачной селитры - 368075 Дж/кг.

В соответствии с законом Гесса тепловой эффект реакции составит:

$$368075 - 177334 - 45796 = 144936 \text{ Дж/кг} = 144,9 \text{ кДж/кг}.$$

При заданной нагрузке количество тепла, выделяющееся при реакции, составит:

$$Q_p = 4,1 \cdot 104 \times 144,9 = 5,9 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

1) Тепло, уходящее с плавом аммиачной селитры (щелоками) аналогично (17):

$$Q_{AC} = (c_{NH_4NO_3} \cdot n_{NH_4NO_3} + c_{H_2O} \cdot n_{H_2O}) \cdot t_{\text{вых}},$$

где $t_{\text{вых}}$ - температура плава на выходе из аппарата ($t_{\text{вых}} = 120^\circ\text{C}$).

Теплоемкости компонентов рассчитываем для данной температуры аммиачной селитры, используя температурные ряды [33]:

$$c_{NH_4NO_3} = 139,3 \text{ Дж/моль} \cdot \text{K},$$

$$c_{H_2O} = 39,02 + 0,07664 \cdot (120 + 273) + (11,96 \cdot 105 / (120 + 273)^2) = 76,9 \text{ Дж/моль} \cdot \text{K},$$

$$Q_{ac} = (28635,34 \cdot 139,3 + 12272,29 \cdot 76,9) \cdot 373 = 1,8 \cdot 10^7 \text{ кДж.}$$

2) Тепло, расходуемое на испарение воды:

$$Q_{\text{исп.}} = G \cdot r, \quad (18)$$

где G – количество влаги, испаряемой из плава, кг/ч

r – теплота парообразования при абсолютном давлении 1 кгс/см^2 , кДж/кг.

$$Q_{\text{исп.}} = 28,4 \cdot 2262,6 = 64257 \text{ кДж/ч} = 0,6 \cdot 10^5 \text{ кДж/ч}$$

3) Тепло, уходящее с отходящими газами:

$$Q_{ог} = G \cdot c \cdot t_{ог}, \quad (19)$$

$$Q_{ог} = 20773,18 \times 1,005 \times 115 = 6 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Сводим тепловой баланс в таблицу 9.

Таблица 9 – Тепловой баланс узла нейтрализации

Приход, кДж/ч		Расход, кДж/ч	
1. Тепло, приходящее с азотной кислотой	$4,3 \cdot 10^6$	1. Тепло с плавом аммиачной селитры	$1,8 \cdot 10^7$
2. Тепло, приходящее с газами дистилляции	$18 \cdot 10^6$	2. Тепло, расходуемое на испарение воды	$0,6 \cdot 10^5$
3. Тепло, приходящее с аммиаком	$0,7 \cdot 10^6$	3. Тепло, уходящее с отходящими газами	$6 \cdot 10^6$
4. Тепло от реакции	$5,9 \cdot 10^6$		
ИТОГО	$2,89 \cdot 10^7$	ИТОГО	$2,46 \cdot 10^7$

1) Сечение реакционного стакана:

$$F = \frac{\left[(V_n + V_a) \cdot \frac{T_0 + t}{T_2} \cdot \frac{P_0}{P} + V_{p-pa} \right]}{3600 \cdot v_n}, \quad (20)$$

где V_n – объем водяного пара, образующегося в аппарате, $\text{м}^3/\text{ч}$;

V_a – объем аммиака, $\text{м}^3/\text{ч}$;

V_{p-pa} – объем раствора амселитры, $\text{м}^3/\text{ч}$;

T_0 - температура при нормальных условиях $T_0 = 273 \text{ К}$,

P_0 - давление при нормальных условиях $P_0 = 105 \text{ Па}$;

$t = 120^\circ\text{C}$ – температура в аппарате, $^\circ\text{C}$;

v_n – скорость парожидкостной смеси, м/с .

Из материального баланса:

$$m_n = 12272,29 \text{ кг/ч};$$

$$m_{am} = 759,43 \text{ кг/ч};$$

$$m_{p-pa} = 28635,34 \text{ кг/ч}.$$

$$V_n = \frac{m_n \cdot 22,4}{M_n}, \quad (21)$$

$$V_n = 12272,29 \cdot 22,4 / 18 = 15272,18 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Аналогично рассчитаем объем аммиака и объем раствора аммиачной селитры:

$$V_{\text{ам}} = m_{\text{ам}} \cdot 22,4 / M_{\text{ам}} = 759,43 \cdot 22,4 / 17 = 1000,7 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$V_{\text{р-ра}} = m_{\text{р-ра}} / r_{\text{р-ра}} = 28635,34 / 1700 = 16,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем, что $v_{\pi} = 9,0 \text{ м/с}$.

$$F = \frac{\left[(15272,18 + 1000,7) \cdot \frac{273 + 120}{273} \cdot \frac{0,1}{0,105} + 16,8 \right]}{3600 \cdot 9} = 0,689 = 0,7 \text{ м}^2$$

2) Диаметр реакционного стакана:

$$d = \sqrt{\frac{F}{0,785}} = \sqrt{\frac{0,7}{0,785}} = 0,94 \text{ м} \quad (22)$$

Рабочая скорость $w_{\pi} = 8,96 \text{ м/с}$.

Время пребывания смеси в реакционном стакане $t = 0,5 - 1 \text{ с}$.

Принимаем $t = 0,5 \text{ с}$.

3) Длина реакционного стакана:

$$L = t \cdot v_{\pi} \quad (23)$$

$$L = 0,5 \cdot 8,96 = 4,48 \text{ м}$$

Принимаем длину реакционного стакана $L = 4,5 \text{ м}$.

4) Пересчитаем время по формуле (23):

$$t = L / v_{\pi}$$

$$t = 4,5 / 8,96 = 0,502 \text{ с}$$

Допустимая скорость для колпачковых тарелок:

$$\omega = \frac{0,0155}{d_k^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y} h_k}, \quad (24)$$

где d_k – диаметр колпачка, м;

ρ_x, ρ_y – плотности жидкости и газа;

h_k – высота между тарелками.

Выбираем колпачковые тарелки типа ТСК–Р: диаметр колпачка 150 мм, высота между тарелками 600 мм, доля свободного сечения тарелки 0,132; периметр слива $L_c = 2,88$ м.

$$\omega = \frac{0,0155}{0,15^{2/3}} \sqrt{\frac{1170}{0,607}} 0,6 = 0,59$$

2) Диаметр сепарационной части находим из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_0 \cdot \frac{T_0 + t}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P}}{\pi \cdot \omega \cdot 3600}} \quad (25)$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 15272,18 \cdot \frac{273 + 105}{273} \cdot \frac{0,1}{0,105}}{3,14 \cdot 0,59 \cdot 3600}} = 3,48 \text{ м},$$

где V_0 – объем пара при нормальных условиях, м³/ч;

$t = 105$ °С – температура пара, °С;

P – давление в аппарате, МПа.

Принимаем диаметр сепарационной части $d_c = 3,6$ м.

Действительная рабочая скорость в сепараторе:

$$\omega = 0,59 \cdot \left(\frac{3,48}{3,5} \right)^2 = 0,58 \text{ м/с}$$

3) Определение высоты сепарационной части

Плотность орошения:

$$U = \frac{L}{\rho_x \cdot 0,785d^2} \quad (26)$$

$$U = \frac{4,5}{1170 \cdot 0,785 \cdot 360 \cdot 3,6^2} = 1,11 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}$$

4) Высота газожидкостного слоя:

$$Fr = \frac{0,0011 \cdot B}{C} \cdot \frac{\rho_x}{\rho_y}, \quad (27)$$

где $B = 8$ – коэффициент;

C – величина равная:

$$C = \left(\frac{U^6 \mu_x^2 \rho_x}{g \sigma^3} \right)^{0,067} \quad (28)$$

$$C = \left(\frac{(1,11 \cdot 10^{-6})^6 \cdot 0,2821^2 \cdot 1170}{9,8 \cdot (29 \cdot 10^{-3})^3} \right)^{0,067} = 0,0093$$

$$Fr = \frac{0,0011 \cdot 8}{0,0093} \cdot \frac{1170}{0,607} = 1824 \text{ м}$$

5) Площадь свободного сечения:

$$F_c = 0,785 \cdot d^2 \cdot f = 0,785 \cdot 3,6^2 \cdot 0,132 = 1,34 \text{ м}^2 \quad (29)$$

где f - доля свободного сечения тарелки ($f = 0,132$).

6) Газосодержание барботажного слоя:

$$\varepsilon = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{F_c} \cdot Fr^{0,2}} \quad (30)$$

$$\varepsilon = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{1,34} \cdot 1824^{0,2}} = 0,96 \text{ м}^3/\text{м}^3 \quad (31)$$

7) Высота светлого слоя жидкости для колпачковых тарелок:

$$h_0 = 0,0419 + 0,19h_{nep} - 0,0135\omega\sqrt{\rho_y} + 2,46q, \quad (32)$$

где h_{nep} – высота переливной перегородки;

q – линейная плотность орошения ($2,16 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{с}$).

$$h_0 = 0,0419 + 0,19 \cdot 0,015 - 0,0135 \cdot 0,59 \sqrt{0,607} + 2,46 \cdot 2,16 \cdot 10^{-4} = 0,065 \text{ м}$$

8) Коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей поверхности тарелки для жидкой и газовой фаз, соответственно:

$$\beta_x = 6,24 \cdot 10^5 \cdot \Delta_x^{0,5} \cdot \left(\frac{u}{1-\varepsilon} \right)^{0,5} \cdot h_0 \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} \quad (33)$$

$$\beta_y = 6,24 \cdot 10^5 \cdot \Delta_y^{0,5} \cdot \left(\frac{\omega}{\varepsilon} \right)^{0,5} \cdot h_0 \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} \quad (34)$$

где β_x и β_y – коэффициенты молекулярной диффузии распределения компонентов в жидкости и газе;

u – плотность орошения, $\text{м}^3/\text{м}^3 \cdot \text{с}$;

ε – свободный объем, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

h_0 – высота светлого слоя жидкости, м.

$$\beta_x = 6,24 \cdot 10^5 \cdot (1,5 \cdot 10^{-10})^{0,5} \cdot \left(\frac{1,11 \cdot 10^{-6}}{1-0,96} \right)^{0,5} \cdot 0,065 \cdot \left(\frac{0,01423}{0,2821+0,01423} \right)^{0,5} = 0,0008 \text{ м/с}$$

$$\beta_y = 6,24 \cdot 10^5 \cdot (1,15 \cdot 10^{-10})^{0,5} \cdot \left(\frac{0,59}{0,96} \right)^{0,5} \cdot 0,065 \cdot \left(\frac{0,01423}{0,2821+0,01423} \right)^{0,5} = 5,21 \text{ м/с}$$

Выразим β_x , β_y в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_x = 0,0008 \cdot 1170 = 0,936 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

$$\beta_y = 5,21 \cdot 0,607 = 3,16 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

9) Коэффициент массопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} \quad (35)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{3,16} + \frac{2}{0,936}} = 0,408 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

где m – коэффициент распределения.

10) Поверхность тарелок находится из уравнения массопередачи:

$$M = K_x \cdot F \cdot D_{хсп} = K_y \cdot F \cdot D_{усп}, \quad (36)$$

где K_x и K_y - коэффициенты массопередачи для жидкой и газовой фаз;

M – масса передаваемого вещества, кг/с;

F - площадь поверхности ($F = 17,8 \text{ м}^2$).

Рабочая поверхность тарелок с перетоками находится по уравнению:

$$f = j \cdot 0,785 \cdot d^2 \quad (37)$$

где j - доля рабочей площади тарелки.

$$f = 0,9 \cdot 0,785 \cdot 62 = 4,2 \text{ м}^2$$

11) Требуемое число тарелок:

$$n = \frac{F}{f} \quad (38)$$

$$n = 17,8 / 4,2 = 4,23$$

Принимаем количество тарелок $n = 4$.

Расстояние между тарелками $h = 0,6 \text{ м}$.

12) Высота сепарационной части аппарата:

$$H = (n - 1) \times h \quad (39)$$

$$H = (4 - 1) \times 0,6 = 1,8 \text{ м}.$$

Выбор и расчет вспомогательного оборудования.

Промыватель поз. 1006.

Определим диаметр промывателя по заданной скорости отходящих газов по формуле [24]:

$$D = \sqrt{\frac{V_g}{0,785 \cdot \omega_g}}, \quad (40)$$

где ω_g - скорость очищаемых газов в сечении промывателя равна 1,5 м/с;

V_g - объем газа в м³/с.

Определим V_{Γ} исходя из часового объема в материальном балансе:

$$V_{\Gamma} = 25512,86/3600 = 7,1 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$D = \sqrt{\frac{7,1}{0,785 \cdot 1,5}} = 2,5 \text{ м}$$

Примем диаметр промывателя равным 3 м.

Оптимальное соотношение высоты промывателя к его диаметру равно $H_c/D_c=2,5$.

Оптимальная высота составит $2,5 \cdot 3 = 7,5$ м. С учетом насадочной части высота промывателя составит 9 м.

Анализ представленных двух вариантов описан в таблице 10.

Таблица 10 – Сравнительные характеристики технологических схем 1 и 2 вариантов

Характеристики	1 Вариант	2 Вариант
1	2	3
Аппаратурное оформление схемы	Для стабильной работы скруббера-нейтрализатора требуется принудительная циркуляция большого объема раствора аммиачной селитры (порядка 1300 м ³ /ч), что усложняет подбор насосного оборудования. Скруббер орошается циркулирующим раствором аммиачной селитры, предварительно смешанным с азотной кислотой. Азотная кислота автоматически дозируется таким образом, чтобы на выходе из скруббера-нейтрализатора раствор имел избыток азотной кислоты 5-10 г/л. Для поддержания температуры в зоне реакции 80-100 °С предусматривается увеличение объема циркулирующего раствора.	В схеме используется промыватель, который используется в качестве дополнительной очистки отходящих газов после скруббера-нейтрализатора. Подача реагентов в диспергированном состоянии осуществляется с помощью барботеров в виде шести фонарей с перфорированной верхней конической частью. Кольцевой перфорированный барботер азотной кислоты располагается ниже барботера газов дистилляции. Барботеры газов дистилляции и азотной кислоты выполнены из титана. В верхней части реакционного стакана предусматривается диффузор, обеспечивающий постепенное нарастание скорости на выходе из стакана.

Продолжение таблицы 10

1	2	3
		Вывод газожидкостной смеси осуществляется через завихритель. В нижней части реакционного стакана выполнены отверстия для поступления в стакан циркуляционного раствора аммиачной селитры.
Особенности конструкции	Скруббер состоит из двух зон: реакционной и промывной. В реакционной зоне размещается слой массообменной насадки (по типу металлических колец Паля диаметром 25 мм) объемом ~56,5 м ³ . В промывной зоне устанавливаются 4-х колпачковые тарелки и демистр. Конструкция промывной зоны предусматривает создание двух контуров орошения: две верхние тарелки орошаются конденсатом сокового пара. Образующийся на двух верхних тарелках слабый раствор аммиачной селитры переливается на нижние тарелки.	Нейтрализатор – вертикальный аппарат цилиндрической формы, состоящий из двух частей: реакционной и сепарационной. Верхняя часть аппарата представляет собой скруббер с двумя колпачковыми тарелками, на которых осуществляется улавливание непрореагировавшего в реакционной зоне аммиака.
Степень поглощения вредных веществ, %	90	97
Диаметр аппарата, мм	3100	3600
Высота аппарата, мм	22600	13000
Производительность, т/год	1500	1500
Достоинства конструкции основного аппарата	Не имеет сложных деталей и узлов	Обеспечивает интенсивную естественную циркуляцию раствора аммиачной селитры, которая препятствует переходу азотной кислоты в газовую фазу и уносу ее соковым паром

Учитывая изложенное выше, в качестве основного варианта предлагается замена скрубберов на нейтрализаторы по типу аппаратов ИТН с естественной циркуляцией раствора в реакционной зоне. Предлагаемая конструкция позволяет в самом аппарате использовать тепло реакции нейтрализации азотной кислоты газообразным аммиаком, в связи с чем вакуум-испарители исключаются из схемы.

5.3. Перечень оборудования

В таблице 11 представлен перечень вновь устанавливаемого и исключаемого оборудования.

Таблица 11 – Перечень оборудования

№ поз. по схеме	Наименование	Кол-во	Техническая характеристика	Примечание
1	2	3	4	5
Вновь устанавливаемое оборудование				
1250, 1201	Нейтрализатор	2	D=1600мм – реакционная часть D=3600мм – сепарационная часть H общ.= 11400 мм	Взамен поз. 201 и поз. 250
1002	Емкость промывного раствора	1	D=2000 мм L=3690 мм V=10 м ³	Вновь устанавливаемое оборудование
1003/1, 2	Насос промывного раствора	2	Тип – полупогружной Расход – 50 м ³ /ч Напор – 32 м	Вновь устанавливаемое оборудование
1006/1, 2	Промыватель	2	D=3000 мм H=9400 мм	Вновь устанавливаемое оборудование
1203/1, 2 (1252/1, 2)	Насос раствора аммиачной селитры	4	Тип – центробежный Расход – 40 м ³ /ч Напор – 32 м	Взамен поз. 203/1, 2 и поз. 252/1, 2
1007	Бак-гидрозатвор	1	D=1600 мм H=2500 мм V=5 м ³	Вновь устанавливаемое оборудование

Продолжение таблицы 11

1	2	3	4	5
Исключаемое оборудование				
206, 255	Ловушка-промыватель	2	D=2000 мм H=3850 мм	
205, 254	Вакуум-испаритель	2	D=2400 мм H=6240 мм	
202	Гидрозатвор	1	D=1000 мм H=6466 мм	
251	Гидрозатвор	1	D=1000 мм H=7170 мм	
207	Поверхностный конденсатор	2	D=1200 мм L=4182 мм	
256	Поверхностный конденсатор	2	D=1200 мм L=2932 мм	

5.4 Экологичность нового узла нейтрализации и анализ преимуществ предлагаемого варианта

Основным видом воздействия любого промышленного объекта на состояние атмосферного воздуха является загрязнение его выбросами загрязняющих веществ, тепла, пара, аэрозолей [20].

В данной работе рассматривается влияние на атмосферный воздух (АВ) планируемого к размещению узла нейтрализации газов дистилляции.

От планируемого к размещению узла нейтрализации газов дистилляции в атмосферный воздух будут выделяться следующие загрязняющие вещества (ЗВ):

- 1) диоксид азота;
- 2) аммиачная селитра;
- 3) азотная кислота.

В производстве аммиачной селитры имеют место постоянные и периодические выбросы ЗВ в атмосферу [5]:

- 1) постоянно отходящая ГВС после осевых вентиляторов гранбашен поступает через трубу на рассеивание;
- 2) постоянно отходящая ГВС от промывателей (степень очистки 80,0 % масс.) поступает через трубу на рассеивание;
- 3) выхлопные газы со скрубберной установки (степень очистки 90,0 % масс.) поступают через трубу на рассеивание;
- 4) посредством общеобменной вентиляции из отделений;
- 5) при упаковке готового продукта в мешки выделяется пыль аммиачной селитры, которая с помощью местных отсосов направляется на очистку в рукавный фильтр (степень очистки 99,0 % масс.) и далее выбрасывается в атмосферу;
- 6) при осуществлении операции отгрузки готового продукта в ж.-д. вагоны в АВ через люки железнодорожных цистерн выделяется пыль аммиачной селитры [6].

В нормальном режиме работы производства аммиачной селитры залповые выбросы отсутствуют.

Суммарное количество ЗВ, выбрасываемых от производства аммиачной селитры существующего цеха №3 ориентировочно составляет 15901,47 м³/тн [18].

При реализации рассматриваемого проекта замены скрубберов валовый выброс загрязняющих веществ (ЗВ) от источников загрязнения атмосферы снизится для:

- а) аммиачной селитры до значения не более 50 мг/м³;
- б) оксида азота до значения не более 8 мг/м³ [28].

Реализация планируемого узла нейтрализации газов дистилляции должна привести к существенному улучшению состояния атмосферного воздуха.

6 Экономическое обоснование для применения выбранного узла нейтрализации газов дистиляции

Расчет экономических показателей при применении рассматриваемой замены скрубберов на аппараты типа ИТН проводился на одну тонну получаемой аммиачной селитры. В ходе технического перевооружения изменились капитальные затраты на приобретение нового оборудования, платы за выброс загрязняющих веществ.

При проведении реконструкции требуется дополнительно установить аппарат ИТН, промыватели и насосы. Затраты на дополнительное оборудование приведены в таблице 12.

Прибыль от реализации демонтируемого оборудования приведены в Таблице 13. Цены указаны ориентировочно исходя из стоимости металла за 1 тонну.

Таблица 12 – Затраты на дополнительное оборудование

Наименование оборудования	Кол-во	Стоимость, тыс. руб.	
		Единицы	Всего
Нейтрализатор типа ИТН	2	28000	56000
Насос промывного раствора	2	3600	7200
Насос раствора аммиачной селитры	4	3820	15280
Промыватель	2	8900	11800
Итого:			90280

Таблица 13 – Прибыль от реализации демонтируемого и исключаемого оборудования

Наименование оборудования	Кол-во	Стоимость, тыс. руб.	
		Единицы	Всего
Скрубберы поз. 201,250	2	570	1140
Насос поз. 203/1, 2 и поз. 252/1, 2	4	650	2600
Ловушка-промыватель	2	50	100
Вакуум-испаритель	2	175	350
Поверхностный конденсатор	4	68	272
Итого:			4462

Прямые капитальные вложения в основное технологическое оборудование составляют: $90\,280\,000 - 4\,462\,000 = 85\,818\,000$ руб.

Примем затраты на монтаж и демонтаж оборудования, трубопроводов и приборов КИПиА по 20 % от его стоимости.

Таблица 14 – Ориентировочные капитальные затраты на техническое перевооружение

Наименование работ и затрат	Строительные работы	Монтажные работы	Оборудование	Всего
1	2	3	4	5
Глава 1. Подготовка территории строительства				
Подготовка территории	2 810	-	-	2 810
Итого по главе 1:	2 810	-	-	2 810
Глава 2. Основные объекты				
Узел нейтрализации газов	10 298,2	17 163,6	85 818	113 279,8
Система контроля и управления технологическим процессом	-	4 290,9	-	4 290,9
ЦПУ (Установка станций управления в существующее ЦПУ)	-	2,6	8,3	10,9
Итого по главе 2:	10 298,2	21 475,1	85 826,3	117 581,6
Глава 3. Благоустройство и				
Благоустройство территории	3 903	-	-	3 903
Итого по главам 1-3:	14 201,2	21 475,1	85 826,3	121 484,6

Продолжение таблицы 14

1	2	3	4	5
Глава 4. Прочие работы и затраты	-	-	-	-
Глава 5. Дополнительные затраты при производстве работ (5 % от работ)	710,06	917,25	-	41 789
Глава 6. Проектные работы (10% от итога по главам 1-3)	-	-	-	12 148,46
Глава 7. Непредвиденные расходы (7% от итога по главам 1-3)	-	-	-	8 503,92
Итого по сводному расчету	14 911,26	22 392,35	85 826,3	183 925,98
НДС 20 %	2 982,25	4 478,47	17 165,3	36 785,2
Всего по сводному расчету с НДС	17 893,51	26 870,82	102 991,6	220 711,18

Инвестиционные затраты на строительство нового узла нейтрализации на промышленной площадке ПАО «КуйбышевАзот» в существующем цехе №3 определились в размере **220,7 млн. руб. с НДС.**

Определим годовую сумму расходов от уплаты штрафов за негативное воздействие на окружающую среду [36].

Определим количество и характер источников загрязнения атмосферы:

- высота источника загрязнения (трубы) Н, м принимается равной высоте здания = 12 м;
- диаметр трубы D = 0,8 м;
- объемная скорость выхода газозвдушной смеси из устья источника выброса:

$$V_1 = k \cdot V / 3600, \quad (41)$$

где k – КПД вентиляционной установки (k = 0,8).

$$V_1 = \frac{2,0 \cdot 20733,19}{3600} = 11,52 \text{ м}^3/\text{с}.$$

- температура выбрасываемой газозвдушной смеси принимается равной температуре ведения технологического процесса, $T_r = 120 \text{ }^\circ\text{C}$.

Расчет ПДВ начинают с определения степени нагретости выброса по величине ΔT :

$$\Delta T = T_r - T_{oc}, \quad (42)$$

где T_{oc} – температура атмосферного воздуха, средняя максимальная температура наружного воздуха наиболее жаркого месяца года = 25,9°C [30].

$$\Delta T = 120 - 25,9 = 94,1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$\Delta T > 0$ – выброс горячий.

Рассчитаем значение вспомогательного параметра f :

$$f = [1000 \cdot \omega_0^2 \cdot D] / [H^2 \cdot \Delta T], \quad (43)$$

где ω_0 – средняя скорость выхода смеси из устья источника, м/с,

$$\omega_0 = [4 \cdot V_1] / [\pi \cdot D^2], \quad (44)$$

где D – диаметр устья источника выброса = 2,0 м;

H – высота источника выброса = 12 м.

$$\omega_0 = \frac{4 \cdot 11,52}{3,14 \cdot 2^2} = 3,67 \text{ м/с} \quad (45)$$

$$f = \frac{1000 \cdot 3,67^2 \cdot 2}{12^2 \cdot 94,1} = 1,98 \quad (46)$$

Для нагретого выброса при $\Delta T > 0$ и $f < 100$ значение ПДВ рассчитывается по формуле:

$$ПДВ = \left[(ПДВ_{MP} - c_\phi) \cdot H^2 \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T} \right] / [A \cdot F \cdot n \cdot \eta \cdot m], \quad (47)$$

где $ПДВ_{MP}$ – предельно допустимая концентрация максимально разовая для воздуха населенных мест ($ПДВ_{MP}(NO_2) = 0,2 \text{ мг/м}^3$);

c_ϕ – фоновая концентрация вещества в атмосферном воздухе;

$$c_\phi = 0,3 \cdot ПДК_{MP} = 0,3 \cdot 0,2 = 0,06 \text{ мг/м}^3;$$

A – коэффициент, зависящий от температурной стратификации атмосферы = 140;

F – безразмерный коэффициент, учитывающий скорость оседания вредных веществ в атмосферном воздухе $F=1$ (для газов и паров);

η - безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рельефа местности, для ровной и слабопересеченной местности, с перепадом высот менее 50 м на 1 км ($\eta = 1$);

n и m – безразмерные коэффициенты, учитывающие условия выхода газовой смеси из устья источника выброса.

Для расчета коэффициента n необходимо определить значение вспомогательного параметра V_m для горячего выброса:

$$V_m = \frac{0,65 \cdot \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T}}{H} \quad (48)$$

$$V_m = \frac{0,65 \cdot \sqrt[3]{11,52 \cdot 94,1}}{12} = 0,56$$

Так как $V_m < 2$, то $n = 4,4 \cdot V_m$,

$$n = 4,4 \cdot 0,56 = 2,46.$$

Значение m для горячего выброса:

$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1\sqrt{f} + 0,34 \cdot \sqrt[3]{f}} \quad (49)$$

$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1\sqrt{1,98} + 0,34 \cdot \sqrt[3]{1,98}} = 0,81$$

$$ПДВ = [(0,2 - 0,06) \cdot 12^2 \sqrt[3]{11,52 \cdot 94,1}] / [140 \cdot 1 \cdot 2,46 \cdot 1 \cdot 0,81] = 0,74 \text{ г/с}$$

Значение годового предельно допустимого выброса для диоксида азота:

$$ПДВ^Г = ПДВ \cdot 3600 \cdot \tau \cdot N \cdot 10^{-6}, \quad (50)$$

где ПДВ – предельно допустимый выброс (г/с);

τ – количество прохождения часов технологического процесса в сутки = 24;

N – число рабочих дней в календарном году ($N=330$).

$$\text{ПДВ}^{\Gamma} = 0,74 \cdot 3600 \cdot 24 \cdot 330 \cdot 10^{-6} = 21,09 \text{ т/г}$$

Масса фактического выброса M_{ϕ} не должна превышать ПДВ.

В случае превышения лимита платежа рассчитываются по формуле:

$$P = \sum_{i=1}^n (M_{\phi}^{\Gamma i} - M_{\text{лимит}}) \cdot P_{\text{ПДН}}^i \cdot K_{\text{э}} \cdot K_{\text{инф}} \cdot 5, \quad (51)$$

где n – количество загрязняющего вещества;

$M_{\phi}^{\Gamma i}$ – масса годового фактического выброса диоксида азота, т /год;

$M_{\text{лимит}}$ - лимит на выброс диоксида азота (21,09 т/г);

$P_{\text{ПДН}}^i$ – норматив платы за выброс 1 тонны диоксида азота в пределах допустимых нормативов выбросов, $P_{\text{ПДН}}=138,8$ руб./т [25];

$K_{\text{э}}$ – коэффициент экологической значимости региона, $K_{\text{э}} = 1,4$;

$K_{\text{инф}}$ – коэффициент инфляции = 1,4;

$$P = (25-21,09) \cdot 138,8 \cdot 1,4 \cdot 1,4 \cdot 5 = 5318,5 \text{ руб.}$$

Аналогично рассчитаем для аммиачной селитры и азотной кислоты:

$$\text{ПДВ}(\text{NH}_4\text{NO}_3) = 0,37 \text{ г/с};$$

$$\text{ПДВ}^{\Gamma}(\text{NH}_4\text{NO}_3) = 10,55 \text{ т/г};$$

$$P(\text{NH}_4\text{NO}_3) = (16-10,55) \cdot 20 \cdot 1,4 \cdot 1,4 \cdot 5 = 1068,2 \text{ руб.};$$

$$\text{ПДВ}(\text{HNO}_3) = 0,42 \text{ г/с};$$

$$\text{ПДВ}^{\Gamma}(\text{HNO}_3) = 12,0 \text{ т/г};$$

$$P(\text{HNO}_3) = (18-12,0) \cdot 36,6 \cdot 1,4 \cdot 1,4 \cdot 5 = 2152,1 \text{ руб.}$$

Суммарная плата за негативное воздействие на окружающую среду равна: $P_1 = 5318,5 + 1068,2 + 2152,1 = 8538,8$ руб./год.

Изменение годовой суммы прибыли за счет проведения реконструкции определяем по формуле [14]:

$$\Delta\Pi = \Pi_2 - \Pi_1 \quad (52)$$

где $\Delta\Pi$ – изменение годовой суммы прибыли за счет технического перевооружения тыс. руб.;

Π_2 – годовая прибыль от реализации 1500т аммиачной селитры в год при стоимости 14300 руб./т (по ценам за 2019год).

$$\Pi_2 = 1500 \cdot 14300 = 21\,450\,000 \text{ руб.}$$

$$\Delta\Pi = 21450000 - 8538,8 = 21\,441\,461,2 \text{ руб.}$$

6.1 Расчет основных технико-экономических показателей

Экономический эффект от технического перевооружения рассчитываем по формуле [11]:

$$\mathcal{E} = \Delta\Pi - \varepsilon_{\text{деп}} \cdot \Delta K_{\text{доп}} \quad (53)$$

$$\mathcal{E} = 21\,441\,461,2 - 0,2 \cdot 220\,711\,180 = -22700774,8 \text{ руб.}$$

где $\Delta K_{\text{доп}}$ – дополнительные капитальные затраты, рассчитанные в таблице 9;

$\varepsilon_{\text{деп}}$ – депозитная процентная ставка, которую примем равной 20%.

Экономический эффект получился отрицательным, т.к. реализация узла нейтрализации не имеет экономической выгоды, а направлена на снижение негативного воздействия на окружающую среду.

Срок окупаемости определяем следующим образом [15]:

$$T = \frac{\Delta K_{\text{доп}}}{\Delta\Pi} \quad (54)$$

$$T = \frac{220711180}{21441461,2} = 10,3 \text{ года}$$

Технико-экономические показатели реконструкции приведены в таблице 15.

В результате выполненных расчетов основные показатели эффективности инвестиций в техническое перевооружение узла нейтрализации определились следующим образом:

Таблица 15 – Техничко-экономические показатели

№ п/п	Наименование показателя	Ед. изм.	Проектный вариант
1	Потребность в финансировании, всего	тыс. руб.	220 711,18
2	Экономический эффект	тыс. руб.	- 22 700,8
3	Срок окупаемости	лет	10,3

Как видно из вышеприведенной таблицы, реализация проекта не является экономически эффективным.

Однако, в случае реализации проекта по замене скрубберов-нейтрализаторов ожидается, по меньшей мере, трехкратное увеличение производительности стадии нейтрализации и трехкратное снижение содержания в отходящих соковых парах азотной кислоты и аммиачной селитры.

Заключение

В дипломной работе была рассмотрена стадия нейтрализации газов дистиляции в производстве аммиачной селитры. Предложены и рассмотрены два варианта технологических решений, учитывающие замену существующих скрубберов-нейтрализаторов на современные аппараты нейтрализации. Первый вариант представлял собой замену на скруббер мокрой очистки, второй вариант – на аппарат ИТН.

Произведен анализ неудовлетворительной работы существующей схемы нейтрализации газов дистиляции. Описаны два варианта решений повышения эффективности процесса нейтрализации. Рассмотрены основные аппараты и дополнительное оборудование для двух вариантов.

Приняты во внимание материальные и тепловой балансы узла нейтрализации с производительностью 1500 т/год. Выполнены технологические расчеты аппаратов на основании которых был выбран аппарат по типу ИТН (Вариант 2). При этом учитывалось, что технологическая схема с аппаратом ИТН наиболее применимая к существующему производству.

Представлены расчеты экономического эффекта модернизации стадии дистиляции с учетом изменении платы за негативное воздействие на окружающую среду. Показано, что внедрение узла нейтрализации газов дистиляции не обеспечивает положительного экономического эффекта. Срок окупаемости дополнительных инвестиций составляет около 10 лет.

Несмотря на то, что представленное решение имеет низкую окупаемость, обеспечивается снижение негативного воздействия на окружающую среду за счет уменьшения выбросов в атмосферу.

Список использованных источников и используемой литературы

1. Альперт Л.З. Основы проектирования химических установок: учебное пособие для учащихся химико-механических специализированных техникумов. М.: Альянс, 2015. 182 с.
2. Альперт Л. З. Основы проектирования химических установок: учебное пособие для учащихся химико-механических специализированных техникумов. М.: Альянс, 2018. 193 с.
3. Барулин А. Е. Подходы к увеличению мощности агрегатов производства аммиачной селитры [Электронный ресурс]: Журнал Химическая техника. URL: <https://chemtech.ru/podhody-k-uvvelicheniju-moshhnosti-agregatov-proizvodstva-ammiachnoj-selitry/> (дата обращения: 17.02.2020).
4. Борисов Г. С., Брыков В. П. Основные процессы и аппараты химической технологии. / Пособие по проектированию. М.: Химия, 2015. 258 с.
5. Бретшнайдер Б., Курфюрст И. Охрана воздушного бассейна от загрязнений. М.: Альянс, 2018. 123 с.
6. Бретшнайдер Б., Курфюрст И. Охрана воздушного бассейна от загрязнений. М.: Альянс, 2018. 178 с.
7. Василенко В. И., Ульянова М. А., Зволинский В. П. Химико-технологические основы производства аммиачной селитры [Электронный ресурс]: Журнал Наука и образование сегодня. URL: <https://publikacija.ru/images/PDF/2016/7/Science-and-education-today-6-7.pdf> (дата обращения: 20.02.2020).
8. Виды и принципы работы скрубберов [Электронный ресурс]: URL <http://www.ecolo.ru/technology/sistemy/scrubber/> (дата обращения 26.02.2020).

9. Гичев Ю.А. Очистка газов. Часть 1 [Электронный ресурс]: Конспект лекций. URL: https://nmetau.edu.ua/file/19._gichev_yu.a._ochistka_gazov._chast_i.pdf . 26 с. (дата обращения 26.02.2020).
10. Гичев Ю.А. Очистка газов. Часть 1 [Электронный ресурс]: Конспект лекций. URL: https://nmetau.edu.ua/file/19._gichev_yu.a._ochistka_gazov._chast_i.pdf . 29 с. (дата обращения 26.02.2020).
11. Горфенкел. В. Я., Швандара В. А. Экономика предприятия. М.: ЮНИТИ-ДАНА, 2004. 659с.
12. Данные предоставленные ООО «ГИАП» для ПАО «КуйбышевАзот» по Договору.
13. Дытнерский Ю. И., Борисов Г. С., Брыков В. П. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Альянс, 2018. 192 с.
14. Карлик А. Э., Шухгальтер М. Л. Экономика предприятия: учеб. пособие для вузов. М.: ИНФРА, 2003. 431с.
15. Карлик А. Э., Шухгальтер М. Л. Экономика предприятия: учеб. пособие для вузов. М.: ИНФРА, 2003. 435 с.
16. Конвисар Л. В., Мошкович Е. Б. К вопросу обеспечения безопасной работы производства аммиачной селитры // Журнал Химическая промышленность. № 6. 2002. С. 40-42.
17. Кузнецов С.Н., Ардамаков С.В., Будяк А.В. Агрегат для получения аммиачной селитры. ОАО «КуйбышевАзот» [Электронный ресурс]: Патент Российской Федерации № 2451637. URL: <https://patentinform.ru/inventions/reg-2451637.html/> (дата обращения 27.03.2020).
18. Мазус М.Г. Курс инженерной экологии. М: Альянс, 2018. 187 с.
19. Мельников Е. Я. Справочник азотчика. М.: ЕЕ Медиа, 2018. 271 с.
20. Мокрый Е. Н., Котович Х. З., Гуменецкий В. В., Гринив О. И. Охрана окружающей среды в нефтеперерабатывающей и химической промышленности. М.: Альянс, 2018. 105 с.

21. Никольский Б. П., Григоров О. Н., Позина М. Е. Справочник химика. Том 2. М.: ЕЕ Медиа, 2018. 455 с.
22. Олевский В. М., Иванов М. Е., Поляков Н. И., Стрижевский И. И. Производство аммиачной селитры в агрегатах большой единичной мощности. М.: Химия, 1990 г. 108 с.
23. Олевский В. М., Иванов М. Е. Технология аммиачной селитры. М.: Химия, 1978 г. 50 с.
24. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. М.: Альянс, 2018. 167 с.
25. Постановление правительства РФ «Об исчислении и взимании платы за негативное воздействие на окружающую среду» от 3.03.2015. // Консультант плюс: справочно-правовая система.
26. Постоянный технологический регламент ТР-3 производства селитры аммиачной и КАС цеха № 3. Том 1. 2017. 3 с.
27. Постоянный технологический регламент ТР-3 производства селитры аммиачной и КАС цеха № 3. Том 1. 2017. С. 19-22.
28. Постоянный технологический регламент ТР-3 производства селитры аммиачной и КАС цеха № 3. Том 1. 2017. 41 с.
29. Рустамбеков М. К., Кузнецова В. В., Попеско И. Г. Азотное удобрение [Электронный ресурс]: Патент 2111937 RU, МПК 6 C05C1/02, C05G3/04. № 96124342/25 26.12.1996. URL: <http://www.sibpatent.ru/patent.asp?mpkcls=C05C&nPubl=2111937&sort=2> (дата обращения 23.03.2020).
30. Свод правил СП 131.13330.2012. «Строительная климатология». Актуализированная редакция СНиП 23-01-99* (с Изменениями N 1, 2). // Консультант плюс: справочно-правовая система.
31. Таран А.Л. Аппаратурно-технологическое оформление и экономическая эффективность производства известковоаммиачной селитры

на агрегатах АС-60 и АС-72. // Журнал Успехи в химии и химической технологии. №9. Том 21. 2007. С. 20-22.

32. Таран А. Л., Рустамбеков М. К., Долгалева Е. В. Перспективные технологии производства экологически и технологически безопасных азотсодержащих минеральных удобрений [Электронный ресурс]: Журнал Химическая техника. URL: <https://chemtech.ru/category/magazine/> (дата обращения 02.03.2020).

33. Теляшева Г. Д., Молчанова Р. А. Теплопередача. М.: Энергия, 2018. 21 с.

34. Технологии и оборудование ГИАП для производства аммиачной селитры: реконструкция и новое строительство [Электронный ресурс]. URL: <https://www.giap.ru/Uslugi-i-produkty/Tehnologii/Ammiachnaya-selitra/> (дата обращения 02.03.2020).

35. Федеральный закон №7-ФЗ «Об охране окружающей среды» от 10.01.2002 // Консультант плюс: справочно-правовая система.

36. Федеральный закон №7-ФЗ «Об охране окружающей среды» от 10.01.2002. Статья 16. Плата за негативное воздействие на окружающую среду. // Консультант плюс: справочно-правовая система.

37. Krupp Uhde. A company of Thyssen Krupp Technologies [Электронный ресурс]: Chemie – mehr Effizienz, weniger Emissionen. URL: <https://www.thyssenkrupp.com/de/produkte/chemie> (дата обращения 05.03.2020).

38. Patadia A. T., Tekchandani M. N. Система управления технологией, охраной окружающей среды и техникой безопасности в производстве нитрата аммония и кальций аммоний нитрата на GNFC. / International conference & Exhibition. NITROGEN 2000-Vienna, March 2000.

39. Valkov S., Kaltenbach Thuring SA. Грануляция нитрата аммония и кальций-аммоний-нитрата с использованием барабанного гранулятора с кипящим слоем. / International conference & Exhibition. NITROGEN 2000-Vienna, March 2000.

Приложение А

Протокол химического анализа

Открытое акционерное общество «КуйбышевАзот»
Россия, 445007, г. Тольятти, Самарская область, ул. Новозаводская, 6

Телефон: 56-16-18, 57-17
Лаборатория неорганических производств Центральной лаборатории

ПРОТОКОЛ № 17

КОЛИЧЕСТВЕННОГО ХИМИЧЕСКОГО АНАЛИЗА (КХА) И ИСПЫТАНИЙ

от 24 января 2013 г.

Заказчик цех №3, Филяев С.В.
(цех, отдел)

Проба газы дистилляции

Место отбора цех №3

Дата отбора пробы (время отбора) « 23 » января 2013 г.

Дата проведения анализа (испытаний) « 23,24 » января 2013 г.

РЕЗУЛЬТАТЫ КХА И ИСПЫТАНИЙ

Наименование показателей	Результат	Метод анализа
	23.01.13г	
Объемная доля NH_3	93,5%	титриметрический
Объемная доля O_2	0,66%	хроматографический
Объемная доля CH_4	0,51%	хроматографический
Объемная доля CO_2	2,06%	хроматографический
Объемная доля CO	0,006%	хроматографический
Объемная доля N_2	1,46%	хроматографический
Объемная доля H_2	0,44%	хроматографический
Объемная доля H_2O <i>массовая концентрация</i>	0,28г/дм ³	метод карбида кальция

Начальник Центральной лаборатории

Усачева А.М.

Начальник лаборатории
неорганических производств

Мазанцева Т.В.

Приложение Б

Результаты химического анализа

29

Приложение 6. Результаты лабораторных анализов за 12.08-14.08.
Лист 1 Листов 2

Публичное акционерное общество «КуйбышевАзот»

Россия, 445007, г. Тольятти, Самарская область, ул. Новозаводская, 6
Лаборатория неорганических производств. Телефон: 57-17; 16-18

ПРОТОКОЛ № 167 КОЛИЧЕСТВЕННОГО ХИМИЧЕСКОГО АНАЛИЗА (КХА)

от 14 августа 2019 г.

Заказчик: ТО, Кукуй Н.В.

цех, отдел

Проба: Газы дистилляции на входе в ц. 3, целока после скрубберов-нейтрализаторов поз. 201 и 250, целока после сборников поз. 204 и 253, КСП после конденсаторов сокового пара поз. 207 и 256, газ на свечу
наименование пробы

Место отбора: цех 3.

Дата отбора пробы: 12, 13, 14 августа 2019 г.

Дата выполнения анализа: 12, 13, 14 августа 2019 г.

РЕЗУЛЬТАТЫ КХА

Результаты представлены в таблицах 1,2,3

Дополнительные сведения: Узел конденсации отходящих газов после скрубберов-нейтрализаторов не работает
(при необходимости) особенности процедуры пробоотбора, пробоподготовки и т.д.

Заключение: _____
(при наличии требований)

Начальник ЦЛ


подпись

А.М. Усачева

Начальник лаборатории


подпись

Т.В. Мазанцева

Ив. № подл.	Подп. и дата	Взам. инв. №

Формат А4

Приложение 6. Результаты лабораторных анализов за 12.08-14.08.
Лист 2 Листов 2

Таблица 1 -Состав газов дистилляции на входе в ц.3					Состав газов дистилляции						
Дата отбора	Расход газов дистилляции, м³/час	Аммиак в скруббера, м³/час	Температура газов дистилляции, °С	Массовая концентрация H2O, г/м³	Концентрация компонентов в сухом газе, % (об)						
					NH3	O2	CH4	CO2	CO	N2	H2
12.08.2019 10 ⁰⁰	13000	не подавался	76	300	91,7	1,1	0,19	1,5	0,006	4,6	0,82
13.08.2019 10 ⁰⁰	14700	в п.250-2000	80	400	90,7	1,2	0,23	1,9	0,008	4,9	1,0
14.08.2019 10 ⁰⁰	14400	в п.250-3500	81	380	91,4	1,2	0,3	1,9	0,008	4,5	0,74

Таблица 2 – Состав отходящих газов после скрубберов-нейтрализаторов поз.201, 250

Дата отбора	Концентрация компонентов с учетом водяных паров, мг/м³							Концентрация компонентов в сухом газе, % (об.)				
	H ₂ O г/м³	HNO ₃ мг/м³	NH ₃ мг/м³	NH ₄ NO ₃ мг/м³	NO ₂ мг/м³	O ₂ % (об.)	N ₂ % (об.)	H ₂ % (об.)	CH ₄ % (об.)	CO % (об.)	CO ₂ % (об.)	
12.08.2019	660	1500	-	2550	1350	4,4	36,9	9,8	0,7	0,011	48,2	
13.08.2019	740	2340	-	9100	600	4,8	40,8	10,5	1,9	0,024	41,9	
14.08.2019	750	2750	-	23500	1060	6,8	45,8	8,5	1,1	0,025	37,8	

Таблица 3 – Концентрация щелоков и КСП

Дата отбора	Концентрация щелоков после скрубберов-нейтрализаторов					Концентрация щелоков после сборников					КСП после конденсаторов сокового пара				
	поз. 201					поз.204					поз.207				
	HNO ₃ г/дм³	NH ₃ г/дм³	NH ₄ NO ₃ г/дм³	HNO ₃ г/дм³	NH ₃ г/дм³	HNO ₃ г/дм³	NH ₃ г/дм³	NH ₄ NO ₃ г/дм³	HNO ₃ г/дм³	NH ₃ г/дм³	HNO ₃ г/дм³	NH ₃ г/дм³	NH ₄ NO ₃ г/дм³	HNO ₃ г/дм³	NH ₃ г/дм³
12.08.2019	0,7	-	71,8	0,8	-	71,5	0,7	72,3	0,8	-	72,5	2,9	-	3,3	-
13.08.2019	0,56	-	71,7	0,7	-	72,4	0,65	74,2	0,8	-	73,4	3,0	-	3,9	-
14.08.2019	0,58	-	72,7	0,7	-	72,8	0,6	74,8	0,7	-	72,9	3,0	-	2,9	-

