

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

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

(код и наименование направления подготовки)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: **Совершенствование производства слабой азотной кислоты на**

ОАО «КуйбышевАзот»

Студент(ка)	<u>С.Н. Князев</u> (И.О. Фамилия)	_____	(личная подпись)
Руководитель	<u>З.А. Шамугия</u> (И.О. Фамилия)	_____	(личная подпись)

Допустить к защите

Зав. кафедрой

«Рациональное

природопользование

и ресурсосбережение»

к.п.н., М.В.Кравцова

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

(личная подпись)

« _____ » _____ 20 _____ г.

Тольятти 2016

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования

«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

Зав. кафедрой «РПиР»

_____ М.В.Кравцова
(подпись) (И.О. Фамилия)

« ____ » _____ 20 ____ г.

ЗАДАНИЕ

на бакалаврскую работу

Студент: Князев Сергей Николаевич

1. Тема: Совершенствование производства слабой азотной кислоты на ОАО «КуйбышевАзот»
2. Срок сдачи студентом законченной выпускной квалификационной работы 01.06.2016
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Технологический регламент цеха производства слабой азотной кислоты
4. Содержание выпускной квалификационной работы:
 - 4.1 Анализ производства слабой азотной кислоты на ОАО «КуйбышевАзот»
 - 4.2 Совершенствование производства слабой азотной кислоты ОАО «КуйбышевАзот»
5. Дата выдачи задания « ____ » _____ 20 ____ г.

Руководитель бакалаврской работы

З.А. Шамугия

_____ (подпись)

_____ (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ (подпись)

С.Н.Князев

_____ (И.О. Фамилия)

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

зав. кафедрой «РПиР»

_____ М.В.Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

« _____ » _____ 20 _____ г.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы

Студента: Князев Сергей Николаевич

по теме: Совершенствование производства слабой азотной кислоты на
ОАО «КуйбышевАзот»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	15.03.2016			
Характеристика производства на ОАО «КуйбышевАзот»	10.04.2016			
Реконструкция и расчет производства кислоты ОАО «КуйбышевАзот»	30.04.2016			
Расчет технико-экономической эффективности	05.05.2016			
Заключение	17.05.2016			

Руководитель бакалаврской работы

_____ (подпись)

З.А. Шамугия

_____ (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ (подпись)

С.Н. Князев

_____ (И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Князев С.Н.

Тема работы: Совершенствование производства слабой азотной кислоты на ОАО «КуйбышевАзот»

Научный руководитель: Шамугия З.А.

Цель бакалаврской работы - увеличение производства неконцентрированной азотной кислоты

Краткие выводы по бакалаврской работе: В работе было проанализировано состояние производства слабой азотной кислоты на ОАО «КуйбышевАзот», и разработано технологическое решение по совершенствованию производства слабой азотной кислоты на ОАО «КуйбышевАзот».

Бакалаврская работа состоит из введения, четырех глав, заключения, списка использованных источников.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи, объект и предмет исследования. В первой главе проанализирована характеристика производства слабой азотной кислоты. Во второй главе разработано технологическое решение по совершенствованию производства слабой азотной кислоты на ОАО «КуйбышевАзот». В третьей главе представлены материальный и тепловой баланс реконструируемого объекта. В четвертой главе представлен расчет экономической эффективности работы.

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, 4-х разделов, заключения, списка литературы из 56 источников. Общий объем работы, без приложений 55 страниц машинописного текста, в том числе таблиц -13, рисунков – 1.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	6
ГЛАВА 1. ХАРАКТЕРИСТИКА ЦЕХА ПО ПРОИЗВОДСТВУ СЛАБОЙ АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ НА ОАО «КУБЫШЕВАЗОТ»	8
1.1 Основы производства слабой азотной кислоты	8
1.2 Описание технологического процесса и схемы	15
1.3 Нормы расхода основных видов сырья	31
ГЛАВА 2. ПРЕДЛОГАЕМАЯ РЕКОНСТРУКЦИЯ ЦЕХА АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ	31
2.1 Повышение давления на всасе нитрозного нагнетателя	33
2.2 Реконструкция контактных аппаратов	36
2.3 Реконструкция узла продувки слабой азотной кислоты	37
ГЛАВА 3. РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО И ТЕПЛОВОГО БАЛАНСА КОНТАКТНОГО АППАРАТА	38
3.1 Расчет материального баланса	38
3.2 Расчет теплового баланса	40
3.3 Конструкционный расчет подогревателя хвостовых газов	41
ГЛАВА 4. РАСЧЕТ ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ	45
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	48
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	50
Приложение	55

ВВЕДЕНИЕ

По объему производства азотная кислота занимает среди минеральных кислот второе место после серной кислоты, что объясняется большим и все возрастающим значением азотной кислоты и ее солей в народном хозяйстве. Основными потребителями азотной кислоты и нитратов являются сельское хозяйство, производство синтетических красителей и взрывчатых веществ. В сельском хозяйстве для удобрения почвы используются соли азотной кислоты, в промышленности применяются как соли, так и непосредственно азотная кислота.

Известно, что одним из важных факторов, влияющих на урожай с/х культур, является наличие в почве соединений азота, усваиваемых растениями. Количество азота, ежегодно выносимого с урожаем различных культур, составляет от 30 до 100 кг на 1 га, причем лишь небольшая часть этого азота вновь возвращается в почву. Вследствие вымывания солей и процесса денитрификации, связанного с образованием элементарного азота, почва непрерывно теряет соединения азота.

Все последующие годы производство азотной кислоты усовершенствовалось и модернизировалось. Производство азотной кислоты представляет собой сложный химико-технологический процесс, состоящий из нескольких стадий и производимый несколькими методами производства.

Актуальность темы исследования. В настоящее время азотная кислота является одним из исходным продуктом для получения минеральных удобрений. Агрегаты эксплуатируются около 40 лет. В настоящее время среднечасовая производительность ниже проектной - 4,9-5,1 т/ч. Остальные основные показатели агрегатов также хуже проектных норм. Расходные коэффициенты по аммиаку, электроэнергии выше проектных, особенно по электроэнергии (на 10-12%). В работе находятся все 11 агрегатов, несмотря на то, что проектная мощность цеха используется на 50-60%.

Целью данной работы является увеличение часовой производительности и снижение расходных коэффициентов по аммиаку и электроэнергии.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

1. Провести анализ производства слабой азотной кислоты;
2. Определить оптимальные варианты технологического и аппаратного оформления процесса;
3. Провести расчет основных элементов оборудования;

ГЛАВА 1. ХАРАКТЕРИСТИКА ЦЕХА ПО ПРОИЗВОДСТВУ СЛАБОЙ АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ НА ОАО «КУЙБЫШЕВАЗОТ»

1.1 Основы производства слабой азотной кислоты

Цех № 5 служит для получения слабой азотной кислоты. В цехе установлены 11 типовых агрегатов конверсии-абсорбции. Агрегаты эксплуатируются с 1964 года. В агрегатах используется комбинированный метод производства неконцентрированной азотной кислоты (далее - НАК) с давлением:

- на стадии конверсии аммиака - разрежение 100-200 ПА;
- на стадии абсорбции - давление 0,35-0,38 МПа.

Основные проектные показатели агрегата:

- Часовая выработка - 5,6 т/ч в пересчете на моногидрат HNO_3 ;
- Концентрация НАК - 47-49% мнг HNO_3 ;
- Степень конверсии аммиака - не ниже 97%;
- Отход производства - перегретый пар с давлением 3.9 МПа изб., $T=450^\circ\text{C}$;
- Фонд рабочего времени - 340 суток в год.

Агрегаты подвергались в разные годы реконструкциям, которые были направлены на достижение проектной степени абсорбции, экономию платины, глубокую очистку хвостовых газов от NO_x :

-установлены на входе в абсорбционные колонны скоростные кожухотрубчатые теплообменники с целью снижения температуры нитрозных газов с 120°C до $40-50^\circ\text{C}$ для обеспечения проектной концентрации НАК и устранения коррозии колонны в зоне входа нитрозных газов;

-выполнено дополнительное охлаждение верхних тарелок абсорбционной колонны и перевод охлаждения тарелок с 11 по 29 на рассольное;

-установлен реактор каталитической очистки хвостовых газов по методу низкотемпературной селективной очистки на катализаторе АВК-10М. Восстановление NO и NO_2 до азота при помощи аммиака при температуре 260-280°C обеспечивает содержание NO_x в очищенных газах на уровне 0,005-0,006% об., остаток аммиака- не более 0,005% об.;

-конверсия аммиака осуществляется на двухступенчатом катализаторе: 1-ая ступень - одна платиновая сетка; 2-ая - неплатиновый таблетированный катализатор.

НАК используется для производства аммиачной селитры и растворов КАС на ОАО «КуйбышевАзот». В связи с остановкой цеха ИРК на соседнем предприятии выработка азотной кислоты в цехе не превышает в настоящее время 60% от проектной.

Агрегаты эксплуатируются около 40 лет. В настоящее время среднечасовая производительность ниже проектной - 4,9-5,1 т/ч. Остальные основные показатели агрегатов также хуже проектных норм.

Расходные коэффициенты по аммиаку, электроэнергии выше проектных, особенно по электроэнергии (на 10-12%).

В работе находятся все 11 агрегатов, несмотря на то, что проектная мощность цеха используется на 50-60%.

Характеристика производимой продукции.

Техническое наименование продуктов

Кислота азотная неконцентрированная

Технические требования:

Кислота азотная неконцентрированная выпускается согласно стандарта ОСТ 113-03-270-90 для II сорта по внешнему виду, содержанию окислов азота и прокаленному остатку.

Таблица 1 - Технические требования ОСТ 113-03-270-90

№ п/п	Наименование показателей	Нормы для II сорта
1	2	3
1.	1. Внешний вид	Бесцветная или слегка прозрачная желтоватая жидкость без механических примесей
2.	Объемная доля окислов азота в пересчете на N ₂ O ₄ % не более	0,2
3.	Массовая доля прокаленного остатка, % не более	0,05

Массовая доля азотной кислоты %, не менее 47, согласно проекту

Основные физико – химические свойства и константы выпускаемой продукции:

1. Слабая азотная кислота.

Внешний вид – бесцветная или слегка желтоватая от растворенных окислов азота прозрачная жидкость.

Плотность при 20°С –

47% концентрация – 1,291 г/см³

50% концентрация – 1,310 н/см³

Растворимость - с водой смешивается в любых соотношениях

Температура кристаллизации – при концентрациях: 47% - минус 23°С, 50% - минус 20°С.

Температура кипения при 760 мм рт.ст. –

при концентрациях :47-50%-115-117°С

Упругость паров при концентрации 50%

и температуре 60°С – 67,5 мм рт.ст.

Вязкость при 25°С и концентрации 47-50% - 1,6 – 1,7 СПз

Электропроводность при концентрации 50%

и температуре 15°С - 6400 ом⁻¹х см

Сильный окислитель. Все металлы, кроме платины, родия, иридия, титана и золота, растворяются в азотной кислоте. С повышением температуры действие азотной кислоты на металлы и их сплавы значительно усиливается.

Применение готового продукта

Неконцентрированная азотная кислота применяется для получения аммиачной селитры и сложных удобрений.

Таблица 2 - Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов

Наименование сырья, материалов, полупродуктов	Государственный или отраслевой стандарт, технические условия, регламент или методика на подготовку сырья	Показатели, обязательные для проверки	Регламентируемые показатели с допускаемыми отклонениями
1	2	3	4
Аммиак газообразный на конверсию	Технологический регламент № 2а производства аммиака	Содержание масла после фильтров не более 2,4 мг/м ³	Давление после фильтров не менее 200 мм вод.ст.
Аммиак газообразный на очистку	Технологический регламент № 2а производства аммиака	-	Давление 3-3,5 кгс/см ² Содержание оксида углерода(CO) не более 30,0 мг/м ³ Содержание метана (CH ₄) не более 10,0 мг/м ³
Воздух атмосферный	-	-	Содержание механических примесей не более 0,007 мг/м ³
Кислород газообразный	Технологический регламент № 10а подготовки газового сырья	-	-

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4
Вода обессоленная	Технологические карты цеха № 40 ХВП		1. Жесткость не более 5 мкг.экв/л 2. Электропроводность не более 8 мк.сим./см ² 3. Железо не более 100 мкг/л 4. pH 6,5...7,0 5. Кремнекислота не более 0,2 мг/л в пересчете на SiO ₃
Вода хим. умягченная	Технологический регламент № 40		1. Жесткость не более 10 мкг.экв/л 2. PH – 8-9
Сетки платиноидные	ТУ- 117-1-432-99	Отсутствие порывов и темных пятен	
Катализатор неплатиновый КН-II	ТУ 6-03-296-76	Отсутствие пыли и спекшихся гранул	-
Катализатор АВК – 10 М или АОК-78-55	ТУ 6-03-234-76 ТУ 6-68-165-02	-	-
Спирт этиловый ректификованный	ГОСТ 18300-72 высший сорт	-	-
Катализатор железо-хромовый СТК	ТУ 113-03-317-86	Отсутствие пыли и спекшихся гранул	Состав: Железо – 88% Fe ₂ O ₃ Хром – 7% Cr ₂ O ₃

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4
Вода охлаждающая	Из третьего водооборотного цикла цеха № 9	РН =6,5-8,5	Температура не выше 28°С Давление не менее 4 кгс/см ²
Азот для продувок	ГОСТ 9293-74	-	Давление 1 – 6 кгс/см ²
Пар технологический на нужды цеха	-	-	Давление 5 кгс/см ²
Водород газообразный	Технологический регламент цеха № 13	-	
Воздух КИПиА	ГОСТ 11882-73	-	Давление не менее 4,0 кгс/см ²
Конденсат азотной кислоты	Технологический регламент № 38 производства гидроксиламинсульфата	-	Концентрация HNO ₃ 3 – 6 %

1.2 Описание технологического процесса и схемы

Процесс получения неконцентрированной (слабой) азотной кислоты заключается в окислении газообразного аммиака кислородом под атмосферным давлением в присутствии катализатора и абсорбция окислов азота водой под давлением – $2,5 \text{ кгс/см}^2$.

Процесс получения неконцентрированной азотной кислоты состоит из следующих стадий:

1. Очистка аммиака и воздуха и приготовление аммиачно-воздушной смеси.
2. Окисление аммиака, охлаждение и промывка нитрозных газов.
3. Сжатие, окисление и охлаждение нитрозных газов.
4. Абсорбция окислов азота с получением неконцентрированной (слабой) азотной кислоты.
5. Очистка отходящих газов абсорбции.

Очистка аммиака и воздуха и приготовление аммиачно-воздушной смеси.

Для окисления аммиака используется кислород воздуха. Воздух забирается из атмосферы непосредственно у цеха через агрегатные воздухозаборные трубы.

Возможен забор воздуха непосредственно из помещения. Забираемый газодувкой из атмосферы воздух очищается от пыли и механических примесей в аппарате очистки воздуха поз. 1. Воздух в нем фильтруется через сукно рукавного фильтра.

После аппарата очистки воздух поступает на всас газодувки, где смешивается с газообразным аммиаком.

Газообразный аммиак из общезаводского коллектора с давлением 2 кгс/см^2 через клапан поступает в проходной газгольдер емкостью 10000 м^3 , работающий под давлением $0,04 \text{ кгс/см}^2$.

Газгольдер служит для создания некоторого запаса аммиака и поддержания постоянного его давления. Для предотвращения смятия

колокола газгольдера при его опорожнении имеется блокировка FCVA-51 отсекаелей аммиака на агрегатах по минимальному уровню газгольдера и по минимальному давлению аммиака.

При уменьшении объема газгольдера до 3000 м³ или снижения давления аммиака до 0,02 кгс/см² срабатывает блокировка FCVA-51 отсекаелей аммиака и прекращается поступление аммиака в контактные аппараты.

При падении отсекаеля FCVA-51 аммиака автоматически закрывается электрозадвижка FCVA-52 на трубопроводе аммиака перед отсекаелем и срабатывает сигнализация.

Для предотвращения завышения объема газгольдера при достижении 8500 м³ срабатывает блокировка FCVA-1031 отсекаеля и прекращается поступление аммиака в газгольдер.

При переполнении газгольдера открывается клапан клапанной коробки для сброса избытка аммиака на свечу.

Из газгольдера аммиак по двум вводам через матерчатые фильтры по. 2 поступает в коллектор всаса газодувок поз. 3.

В коммуникациях и фильтрах газообразного аммиака поз.2 возможно накопление аммиачной воды с концентрацией до 25 %. Отвод аммиачной воды производится с коллектора аммиака на узле № 4 заводской эстакады и фильтров аммиака поз. 2 в дренажный бак поз.35. После заполнения дренажного бака поз.35 аммиачная вода откачивается в бойлер и вывозится в корп.460 СЖА-1. Для контроля за уровнем в баке предусмотрен поплавок со штоком. Контроль уровня в дренажном баке производится визуально по длине штока.

Аммиак имеет примеси масла, которое является сильным каталитическим ядом, так как сгорая на платиноидных сетках, науглераживает их поверхности, вызывая необратимое отравление сеток, снижение степени конверсии аммиака и повышение потерь катализатора. Поэтому предварительная очистка аммиака от масла и механических

примесей перед поступлением его в газодувки осуществляется в матерчатых фильтрах поз.2, установленных на открытой площадке у здания. Фильтры являются общими для всех агрегатов. Аммиак на агрегат подается через регулирующий клапан CVA-53.

Смешение аммиака с воздухом происходит в газодувке поз. 3. При остановке газодувки срабатывает блокировка FCVA-51 отсекаателя аммиака и прекращается подача аммиака в контактные аппараты.

Оптимальная концентрация аммиака в аммиачно-воздушной смеси 10,5-11,5%. Она ограничивается содержанием кислорода в воздухе и пределами взрываемости аммиака с воздухом и выдерживается по расходам.

Для предотвращения образования взрывоопасных концентраций аммиака в аммиачно-воздушной смеси имеется блокировка FCVA-51 отсекаателя аммиака по соотношению аммиак: воздух.

При увеличении концентрации аммиака свыше 11,5% срабатывает сигнализация CVA-53, а свыше 12% блокировка FCVA-51 отсекаателя аммиака и прекращается подача аммиака в контактные аппараты.

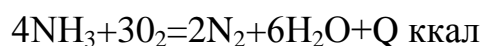
Газодувкой аммиачно-воздушная смесь подается через заслонку FCVA-11 в трубное пространство подогревателя аммиачно-воздушной смеси поз. 4, где подогревается нитрозными газами до температуры не выше 100°C.

Подогретая аммиачно-воздушная смесь фильтруется в картонных фильтрах, расположенных на верхних конусах контактных аппаратов. Фильтры состоят из пакетов, собранных из картонных фильтровальных дисков. Картонные фильтры являются фильтрами тонкой очистки аммиака от масла и пыли.

Окисление аммиака, охлаждение и промывка нитрозных газов.

Из картонного фильтра аммиачно-воздушная смесь поступает в контактный аппарат поз.5, где на катализаторе при температуре 780-840°C происходит окисление аммиака с образованием азота, окиси азота и воды по реакциям





Реакция с образованием азота является нежелательной.

Наилучшим для избирательного окисления аммиака в окись азота считается платиноидный катализатор. Платина хорошо адсорбирует кислород, слабо аммиак и водород и почти не адсорбирует азот. Выход окиси азота от количества окисляемого аммиака не менее 96%.

Платиноидные катализаторы в течение длительного времени сохраняют высокую активность, обладают достаточной механической прочностью и легко регенерируются.

Применяется платино – родиево – палладиевый катализатор с содержанием платины 92,5% в виде сеток диаметром 2800 мм.

На один контактный аппарат устанавливается одна платиноидная сетка, которая свободно кладется на слой неплатинового железо – хромового катализатора, находящегося в специальной корзине. Толщина слоя катализатора 40-60 мм.

Максимальный выход окиси азота достигается при температуре 780-840°С. При повышении температуры на катализаторе до 900°С срабатывает блокировка FCVA-51 отсекаателя аммиака и прекращается подача аммиака в контактные аппараты.

В процессе работы катализатор постепенно отравляется и выход окиси азота снижается. В этом случае для удаления ядов и загрязнений платиноидные сетки регенерируются с применением этилового спирта.

После регенерации активность сеток повышается и почти достигает первоначальной величины.

Неплатиновый железо - хромовый катализатор не регенерируется.

Розжиг контактных аппаратов производится пламенем водорода с помощью переносной горелки или спиртовым факелом. Образующиеся при окислении аммиака нитрозные газы с температурой 780-840°С и содержанием окиси азота до 11% поступают в котел – утилизатор поз.6, на котором установлен контактный аппарат. В котле – утилизаторе нитрозные

газы охлаждаются с 780-840°С до 150-215°С и направляются в межтрубное пространство подогревателя аммиачно-воздушной смеси поз.4, где, подогревая аммиачно-воздушную смесь, охлаждается со 150-215°С до 110-120°С.

Охлажденные в подогревателе поз.4 нитрозные газы поступают в газовые холодильники-промыватели поз.7. Газовые холодильники-промыватели – это аппараты с тремя сетчатыми тарелками, на которых расположены охлаждающие змеевики. Газ проходит все тарелки снизу вверх. При охлаждении газа на тарелках происходит конденсация части паров воды, образовавшейся при окислении аммиака. Одновременно с конденсацией водяных паров происходит окисление окиси азота в двуокись азота по реакции:



На верхних тарелках происходит промывка нитрозных газов конденсатом азотной кислоты от аммонийных солей, образующихся при проскоках аммиака через катализатор. Количество конденсата азотной кислоты, образующего на тарелках, недостаточно для промывки нитрозного газа, поэтому на 3-ю тарелку подается конденсат азотной кислоты. Конденсат азотной кислоты с тарелок холодильников-промывателей самотеком по общецеховому коллектору собирается в бак поз.24/1, откуда насосом поз.23 через холодильники поз.61 с давлением не менее 4 кгс/см² подается на 3-ю тарелку холодильников-промывателей через шайбы диаметром 6 мм, а избыток из бака поз.24/1 – в бак поз.24/2 самотеком. В бак поз.24/2 из цеха № 38 производства капролактама подается конденсат азотной кислоты концентрацией 3 – 6 %. Отсос паров и нитрозного газа из баков поз.24, 20, 21 производится под 1-ю тарелку холодильников-промывателей. На 1-ю тарелку холодильника-промывателя поступает продувочный газ и кислота из подогревателя хвостовых газов поз.10. Охлаждение нитрозных газов в холодильниках-промывателях производится водой, отходящей от

скоростного газового холодильника. После холодильников-промывателей охлаждающая вода поступает в оборотную сеть.

Система котла-утилизатора, питательной воды и пара. Котел-утилизатор прямоточного типа.

В котле-утилизаторе за счет охлаждения газов с температуры 780-840°C до 150-215°C получается перегретый пар с температурой до 450°C и давлением до 39 кгс/см².

Питание котла-утилизатора производится химически обессоленной водой. Обессоленная вода из заводской сети через подогреватель поз.33 и регулирующий клапан LCV-151 поступает на тарелку деаэрационной колонны, установленной на деаэрационном баке поз.15.

Подогрев осуществляется горячей водой, сбрасываемой из сепаратора поз.18 через регулирующий клапан LCV-181 в барбатер поз.19, горячую камеру ВОЦ-3 и канализацию.

На агр.№5 подогрев питательной воды осуществляется паровым конденсатом. Хим. обессоленная вода из заводской сети поступает непосредственно на тарелку деаэрационной колонны. На тарелке вода подогревается паром, идущим из деаэрационного бака и стекает в деаэрационный бак поз.15, где окончательно нагревается острым паром через барбатер, встроенный в нижнюю часть бака.

Растворимые в воде углекислый газ и кислород выделяются из нее и вместе с частью пара уходят в атмосферу через холодильник выпара, в котором пар конденсируется и стекает в бак конденсата поз.24/2. Давление в колонне оддерживается 0,1-0,2 кгс/см² регулирующим клапаном PCV-152. Температура деаэрированной воды 102-104°C. Содержание кислорода в деаэрированной воде не более 30 мкг/л.

При недостаточной подаче хим.обессоленной воды из цеха № 40, в бак поз.15 подается конденсат вторичного использования с узла №4 эстакады Б-В.

Из бака деаэрированная вода насосом поз.16 подается в подогреватель поз.17, подогревается паром или конденсатом из поз.18 до температуры 120-130°C, и поступает в котел-утилизатор через регулирующий клапан FCV-61.

Деаэрированная вода из бака поз.15 насосом поз.16 и насосами поз.13 подается в цех №13.

В котле-утилизаторе вода проходит пароувлажнитель, последовательно два пакета экономайзера для подогрева воды, затем испарительный пакет, где образуется пароводяная эмульсия с температурой не выше 255°C.

Пароводяная эмульсия осушается от влаги в сепараторах I и II ступени. Насыщенный пар после сепаратора II ступени поступает в пароперегреватель, перегревается до температуры не выше 450°C и выдается в коллектор пара 39 кгс/см² или в коллектор пара 20 кгс/см², через редуцирующую установку.

Перед розжигом контактных аппаратов питательная вода после пароперегревателя направляется в растопочный сепаратор, откуда сливается в бак-барботер поз.19. После розжига контактных аппаратов при достижении требуемых параметров перегретый пар после пароперегревателя переводится в коллектор.

При остановке агрегата, до прекращения подачи аммиака на агрегат, пар из пароперегревателя направляется через растопочный сепаратор в атмосферу.

Перегретый пар из коллектора пара 39 кгс/см² с температурой до 450°C и давлением до 39 кгс/см² выдается на производства аммиака, в цех № 4, в производство капролактама. Избыток перегретого пара редуцируется в редуцирующей установке до давления 20 кгс/см² и поступает в заводской коллектор пара 20 кгс/см² или редуцируется через клапан-регулятор PCV-65 до давления 13 кгс/см² и поступает в заводской коллектор.

Отделившийся в сепараторах конденсат, через гидрозатворы поступает в копилку, где поддерживается определенный уровень регулирующим клапаном ICV-61, а из копилки – в сепараторы непрерывной продувки поз.18,

где часть конденсата вскипает за счет снижения давления. Пар вторичного вскипания из сепараторов непрерывной продувки подается в деаэрационную колонну, а конденсат с солями сбрасывается через подогреватель поз.33 и через баки-барботеры поз.19 – в канализацию.

Для предотвращения пережога котла-утилизатора установлена блокировка FCVA-51 отсекаателя аммиака по давлению воды перед котлом-утилизатором. При снижении давления воды, поступающей в котел-утилизатор до 40 кгс/см^2 , срабатывает блокировка отсекаателя аммиака и прекращается подача аммиака на агрегат.

При снижении расхода воды, поступающей в котел-утилизатор, до $2 \text{ м}^3/\text{час}$ срабатывает блокировка FCVA-51 отсекаателя аммиака и прекращается подача аммиака на агрегат.

При снижении расхода воды до $2,5 \text{ т/час}$ срабатывает сигнализация FIRCA_L-61.

При остановке агрегата на плановый ремонт после прекращения подачи аммиака на агрегат производится водная промывка котла-утилизатора следующим образом:

- закрывается выход воды из копилок, увеличивается расход питательной воды до $5-6 \text{ тн/час}$ при давлении воды на выходе из котла-утилизатора $5-7 \text{ кгс/см}^2$. Сброс воды из котла-утилизатора производится через растопочный сепаратор в бак-барботера поз.19. Длительность водной промывки не менее 1 часа.

Сжатие, окисление и охлаждение нитрозных газов.

Нитрозные газы из холодильников-промывателей поступают через заслонку PNCV-51 в турбокомпрессор поз.8, где сжимаются до давления $2,5-3,2 \text{ кгс/см}^2$.

В состав агрегата входит один турбокомпрессор производительностью до $32400 \text{ нм}^3/\text{час}$ газа с приводом от электродвигателя.

Для предотвращения выхода из строя турбокомпрессора установлены блокировки на остановку его по следующим параметрам:

а) при увеличении осевого сдвига ротора до 1 мм (давление не более 4 кгс/см² – PISA_L-85)

б) при снижении давления масла на смазку подшипников до 0,2 кгс/см² – PISA_L-85

в) при увеличении температуры подшипников до 85°С – TIRSA^h-83

г) при остановке газодувки - TIRSA-83

с включением сигнализаций тех же позиций.

При остановке турбокомпрессора, во избежание перехода работы турбокомпрессора в режим помпажа срабатывает блокировка EHCVSA-84 на открытие электрозадвижки сброса давления из системы в выхлопную трубу.

Имеется сигнализация включения и выключения турбокомпрессора, маслонасосов, электрозадвижки.

При остановке турбокомпрессора срабатывает блокировка FCVA-51 отсекаателя аммиака, прекращается подача аммиака на агрегат.

При розжиге контактных аппаратов, во избежание отложения аммонийных солей в турбокомпрессоре, производится пропарка всасывающего трубопровода. При установившемся режиме производится периодическая пропарка или промывка обессоленной водой.

Имеется блокировка PISA_L-85 включения резервного маслонасоса при снижении давления масла до 0,25 кгс/см².

Сжатые нитрозные газы после турбокомпрессора с температурой 250-280°С направляются в окислитель поз.9, представляющей собой полый цилиндрический аппарат.

В окислителе происходит окисление окиси азота в двуокись с повышением температуры газа за счет тепла реакции окисления



Для увеличения степени окисления окиси азота в двуокись в турбокомпрессор подается газообразный кислород или добавочный (атмосферный) воздух.

После окислителя нитрозные газы поступают в два последовательно включенных подогревателя хвостовых нитрозных газов поз.10, в которых охлаждаются до температуры 120-130°С хвостовыми газами, поступающими из абсорбционной колонны.

Кислота, которая в небольших количествах может образоваться в подогревателях, вместе с продувочными газами из подогревателей за счет разности давления направляется в холодильник-промыватель поз.7.

Нитрозный газ после подогревателей хвостовых газов поступает в скоростной газовый холодильник поз.47, где охлаждается водой, поступающей из змеевиков абсорбционной колонны поз.12. Охлаждающая вода из скоростного газового холодильника поступает в змеевики холодильников-промывателей поз.7.

Нитрозный газ после скоростного газового холодильника с температурой 60°С поступает в абсорбционную колонну поз.12, предназначенную для получения неконцентрированной азотной кислоты.

Абсорбция окислов азота с получением слабой азотной кислоты.

Нитрозные газы поступают под первую тарелку абсорбционной колонны поз.12 и, поднимаясь вверх, проходят последовательно 40 ситчатых тарелок, на которых уложены охлаждающие змеевики. Тарелки сверху колонны 26, 27 и с 30 по 40 змеевиков не имеют.

На 40-ю тарелку колонны подается конденсат сокового пара, обессоленная вода и конденсат азотной кислоты насосом поз.25 из бака поз.24/2 через холодильники поз.26 и регулирующий клапан FCV-261.

В абсорбционной колонне азотная кислота образуется по реакциям:



Процесс поглощения окислов азота водой связан с растворением в ней NO_2 , N_2O_4 и N_2O_3 с образованием азотной и азотистой кислот. Получение разбавленной азотной кислоты связано с протеканием следующих процессов:

- а) диффузия окислов азота из газовой в жидкую фазу,
- б) взаимодействие окислов азота с водой и образование азотной и азотистой кислот,
- в) разложение азотистой кислоты и возвращение образующейся при этом окиси азота в газовую фазу.

Поглощение окислов азота водными растворами азотной кислоты происходит полнее при пониженных температурах.

Сетчатые тарелки в абсорбционной колонне расположены в строго горизонтальном положении. При прохождении газа через отверстия тарелок со скоростью 0,3-0,4 м/сек, на тарелках образуется пена, имеющая очень развитую поверхность раздела фаз, что способствует интенсивному массообмену в абсорбционной колонне.

Для ускорения реакции окисления окиси азота в двуокись азота в абсорбционной колонне поддерживается избыток кислорода, который определяется содержанием кислорода в выхлопных газах. Содержание кислорода в выхлопных газах должно быть не менее 3%. Для создания избытка кислорода поддается добавочный воздух заслонкой QHCV-101 или кислород на всас турбокомпрессора.

Образующаяся на верхних тарелках абсорбционной колонны слабая азотная кислота стекает на нижележащие тарелки. На тарелках раствором кислоты поглощаются идущие навстречу окислы азота с образованием азотной кислоты.

Концентрация кислоты увеличивается по мере прохождения по тарелкам. На первой (нижней) тарелке кислота достигает концентрации 47% и выводится из колонны через регулятор уровня LCU-121. Выход по кислоте абсорбции принят не менее 98,5% от количества окислов.

Для отвода тепла, выделяющегося в процессе абсорбции нитрозных газов, на тарелках размещены охлаждающие змеевики, в которые подается обратная вода с температурой до 28°C. Отработанная вода после

абсорбционной колонны направляется через скоростной газовый холодильник в холодильники-промыватели.

Полученная в колоннах азотная кислота по общему для всех агрегатов коллектору направляется в продувочную колонну поз.27, в которой из кислоты воздухом на колпачковых тарелках отдуваются растворенные окислы азота.

Так как отдувка окислов азота происходит интенсивнее при повышенной температуре, на первых по ходу газа тарелках абсорбционной колонны поддерживается температура до 60°C.

Отбеленная кислота из продувочной колонны самотеком поступает в хранилище производной кислоты поз.101, откуда насосом поз.102 выдается в цех аммиачной селитры и в цехи № 24, 37.

Подача кислоты в цех аммиачной селитры может осуществляться из напорного бака поз.104, установленного на отм.24 м наружной установки абсорбции. В этом случае кислота из хранилищ поз.101 насосом поз.102 подается в напорный бак поз.104, откуда самотеком поступает в цех аммиачной селитры по потребности, а избыток – по переливной линии в хранилища поз.101. Нитрозные газы из продувочной колонны поступают на всас турбокомпрессоров поз.8.

На тарелках абсорбционных колонн в кислоте с концентрацией 25-35% накапливаются хлориды (соединения хлора KCl , $NaCl$, $CaCl_2$ и др.), которые с азотной кислотой образуют активное соединение нитрозил-хлор $NOCl$, которое способно вызывать повышенную коррозию нержавеющей стали.

В более концентрированной кислоте хлориды разрушаются, переходят в газовую фазу и потоком газа поднимаются в зону 25-35% кислоты.

Накопление хлоридов может происходить при подаче на орошение колонн конденсата или воды, содержащих хлориды или с охлаждающей водой при нарушении целостности змеевиков на тарелках колонн или холодильников-промывателей.

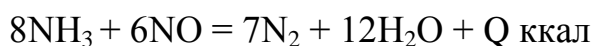
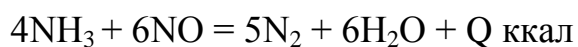
С целью избежания накопления хлоридов в 25-35% кислоте с 4 и 5 тарелок абсорбционных колонн выводится кислота в хранилища поз.101.

Очистка отходящих газов абсорбции. Отходящие хвостовые газы с содержанием окислов азота до 0,16% объемных и температурой до 35°C после абсорбционной колонны поз.12 поступают в подогреватели хвостовых газов поз.10, где подогреваются нитрозными газами. Подогретые хвостовые газы подаются в смеситель поз.204, где смешиваются с аммиаком, поступающим из заводской сети по двум вводам с давлением 3-3,5 кгс/см².

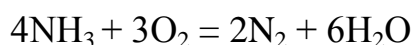
При снижении давления аммиака до 2,8 ати срабатывает сигнализация PIRA_L-2051, а при снижении давления аммиака до 2,5 кгс/см² срабатывает блокировка FIRCSA-2052 закрытия отсекавателя аммиака в смеситель поз.204.

Расход аммиака на очистку регулируется клапаном FCV-2052.

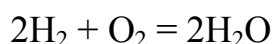
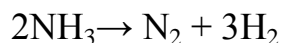
Смесь отходящих газов и аммиака поступает в реактор поз.205, где на слое ванадиевого катализатора аммиак восстанавливает окислы азота до азота по реакциям:



Основное количество избыточного аммиака окисляется кислородом, находящимся в отходящих газах, по реакции:



Непрореагированный аммиак поступает на слой железохромового катализатора, где происходит процесс с дефиксацией азота аммиака и окислением водорода до воды по реакциям:



В результате протекающих в реакторе экзотермических реакций температура газов повышается. Очищенный газ с температурой до 380°C и содержанием окислов азота до 0,006% и аммиака до 0,012% объемных направляется в рекуперационную турбину турбокомпрессора поз.8, где энергия газов срабатывается с понижением давления и температуры.

Из турбины газы по общему коллектору направляются в выхлопную трубу поз.28, установленную вне цеха. Для лучшего рассеивания газов в атмосферу труба имеет высоту 100 м.

Содержание окислов азота в отходящих в выхлопную трубу газах не более 0,006% по объему.

При повышении температуры очищенного газа после реактора до 380°C или при закрытии отсека аммиака в контактные аппараты срабатывает блокировка FIRCSA-2052 закрытия отсека аммиака в смеситель поз.204.

Трубопровод аммиака от узла регулирования до смесителя поз.204 и смеситель имеют рубашку, в которой поддерживается защитный слой азота с давлением не ниже 0,5 кгс/см².

Для предотвращения конденсации воды и обеспечения нормальной работы приборов расхода в зимнее время аммиак на очистку подогревается пароспутником до 30-35°C и подогревателем поз.201.

Подача аммиака на очистку производится при достижении температуры газа после реактора не ниже 220°C.

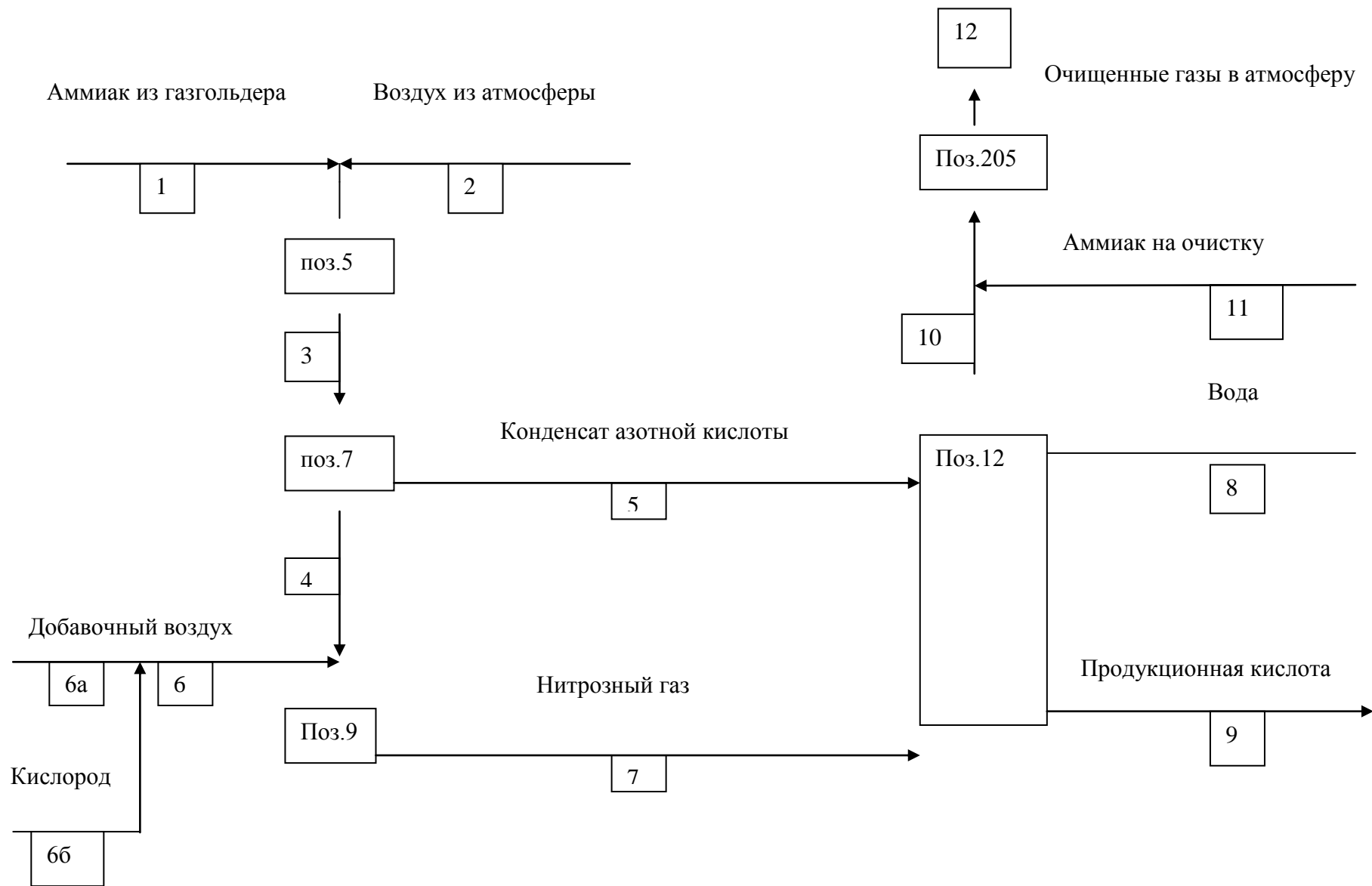


Рисунок 1- Материальный баланс цеха получения слабой азотной кислоты

Таблица 3 - Материальный баланс цеха получения слабой азотной кислоты

Номер потока по схеме		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	6а	6б
Состав кг/т мнг	Аммиак	281	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,1	0,4	-	-
	Кислород	-	853,7	198,9	117,3	-	406	284,3	-	-	140,2	-	138,9	296	110
	Азот	-	2826,3	2832,1	2832,1	-	1042,1	3901,2	-	-	3901,2	-	3907,3	1042,1	-
	Вода	-	110	556,3	132,6	415,3	177	150,3	738	1127,7	42,2	-	48,2	177	-
	Окись азота	-	-	483,7	345,1	-	-	53	-	-	6,1	-	0,44	-	-
	Двуокись азота	-	-	-	167	-	-	615,1	-	-	1,4	-	-	-	-
	Азотная кислота	-	-	-	-	61,6	-	-	-	1000	-	-	-	-	-
	Всего кг/т	281	3790	4071	3594,1	476,9	1519,8	5003,9	738	2127,7	4091,1	4,1	4095,2	1409,8	110

1.3 Нормы расхода основных видов сырья

Таблица 4 - Учетная единица продукции – 1 т моногидрата (мнг) азотной кислоты[5] Нормы расхода основных видов сырья

Наименование сырья, материалов, энергоресурсов	Норма расхода (кг/т, нм ³ /т, м ² /т, кВт ч/тн, Гкал/тн)	
	По проекту	На данный момент
1	2	3
Аммиак синтетический	287,000	292,000
Кислород технический (в пересчете на 100%)	110,0	-
Катализатор платиноидный всего, г	0,326	0,326
Катализатор платиноидный – возвратные потери, г	0,440	0,292
Катализатор платиноидный – безвозвратные потери	0,049	0,034
Катализатор ванадиевый марки АОК 78-55 (АВК-10)	0,0185	0,019
Катализатор СТК 1-7 (СТК-СМФ)	-	0,043
Сетка нихромовая	-	0,008
Электроэнергия	239	288
Пар на деаэрацию	0,096	0,073
Вода обессоленная	1,32	0,85

ГЛАВА 2. ПРЕДЛОГАЕМАЯ РЕКОНСТРУКЦИЯ ЦЕХА АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ

Целью реконструкции агрегатов, оборудованных нагнетателями нитрозного газа 540-41-1, является:

- повышение часовой производительности агрегатов не ниже, чем на 12-15% по отношению к проектной; по отношению к фактической - до 25%;
- снижение расходных коэффициентов по аммиаку и электроэнергии;
- повышение концентрации азотной кислоты не менее чем на 3 % при одновременном повышении степени абсорбции (снижение NO_x в хвостовых газах на выходе из колонны). Соответственно снижается, наряду с удельным расходом аммиака, удельный расход химобессоленной воды на абсорбцию;
- уменьшение количества агрегатов, находящихся в эксплуатации, с 11 до 8-и с соответствующим снижением условно-постоянных расходов.

При этом в настоящее время, по балансу потребления НАК, агрегаты будут эксплуатироваться в среднем с нагрузкой в разрезе года на уровне ~ 75-80% от возможной.

Предлагаемая реконструкция исходит из использования действующего оборудования с минимальными добавлениями и изменениями в технологической схеме. Капитальные затраты на реконструкцию и ремонт аппаратов, связанных с интенсификацией, предусмотрены в технико-экономических расчетах.

Основой интенсификации агрегатов является повышение давления на всасе нагнетателя нитрозных газов. Соответственно газодинамическим характеристикам нагнетателя 540-41-1 повышается расход нитрозных газов и давление на нагнетании.

Исходной производительностью для расчета реконструкции принята проектная - 5,6 т/ч HNO_3 .

Расчетное повышение производительности для определения экономической эффективности реконструкции - 6,3 т/ч HNO_3 (повышение на 12,5% от проектной).

Чтобы получить максимальное повышение производительности (не ниже 6,3 т/ч) необходимо произвести ремонт нитрозных нагнетателей, абсорбционных колонн (прежде всего), а также и остального оборудования, влияющего на производительность агрегата. Важно своевременно заменять фильтры воздуха и картонный фильтр АВС.

Расчеты произведены на летний период. В холодное время года производительность агрегатов повышается и лимитируется только величиной допустимого давления в аппаратах стадии абсорбции.

2.1 Повышение давления на всасе нитрозного нагнетателя

Основным вариантом повышения давления является установка последовательно с действующей газодувкой аммиачно-воздушной смеси (АВС) аналогичной газодувки ТГ-500-1,08.

Для 3-х агрегатов используются газодувки, демонтируемые в выводимых из эксплуатации агрегатов; для 5-ти закупаются новые на заводе «Узбекхиммаш» г.Чирчик (завод, который специализировался в СССР на их изготовлении).

Расчет напора создаваемого двумя последовательно установленными газодувками.

- Аэродинамические характеристики ТГ-500-1,08 .
- Расход АВС при нагрузке 6,3 т/ч HNO_3 на всасе газодувки, по расчету - 400 м³/мин в условиях всаса (в час 21700-22000 нм).
- Плотность воздуха при давлении 1 кгс/см² и $t = 20^\circ\text{C}$ составляет 1,165 кг/м³. Расчет напора создаваемого двумя последовательно установленными газодувками
- Плотность АВС, содержащей 11,0% об. NH_3 и $t = 20^\circ\text{C}$ - 1,063 кг/м³ на всасе.

— Полный напор ТГ-500-1,08 ΔР для АВС при указанных начальных условиях

$$\frac{1070 * 1,063}{1,165} = 976 \text{ мм в. ст}$$

Потеря давления на всасе принимается с учетом фактических данных - 300 мм в.ст.

Напор на нагнетании 1-ой газодувки составит 676 мм в.ст., а давление (при среднем

атмосферном давлении 745 мм рт.ст.) - $P=745/736 + 0.0676 = 1,080 \text{ кгс/см}^2$ (в ТЗ

указано давление 1,065 - 1,08 кгс/см). Принимаем среднее - 1,0725 кгс/см .

В 1-ой газодувке газ нагревается на 12°C.

Расчет давления нитрозных газов на всасе нитрозного нагнетателя и производительности нитрозного нагнетателя.

Выполнен расчет гидравлического сопротивления тракта АВС и нитрозных газов от нагнетания газодувок АВС до всаса нагнетателя (таблица результатов - приложение 1) при расходе газов, соответствующем выработке 6,3 т/ч HNO_3 , и давлении в начале трассы 1,18 кгс/см для двух вариантов схем реконструкции.

Как следует из таблицы приложения 1, в конце пробега фильтра АВС в контактном аппарате по варианту 1 сопротивление тракта составит ~ 1360 мм в.ст., по варианту 2 - 1190 мм в.ст.

Соответственно давление на всасе нитрозного нагнетателя:

$$1,1824 - 0,1360 = 1,0464 \text{ кгс/см}^2 \text{ или } 1,0265 \text{ МПа};$$

Согласно газодинамическим характеристикам нитрозного нагнетателя 540-41-1, составленных разработчиком нагнетателя АО «Невский завод» при давлении 1,0265 МПа и температуре нитрозного газа на всасе 60°C (принимается максимально возможная температура при повышении нагрузки) объемный расход газа - 27050 м³/ч при нормальных условиях (760 мм рт.ст. и t=20°C), т.е. выработке 6,3 т/ч.

HNO_3 , соответствует давлению на нагнетании $-0,47$ МПа, а при давлении $1,043$ МПа $-0,49$ МПа или в технических атмосферах $4,79$ кгс/см² и $4,99$ кгс/см² абс.

Согласно расчетам гидравлического сопротивления трассы «нитрозный нагнетатель - выход из абсорбционной колонны» на верху абсорбционной колонны давление газа составит $4,0$ кгс/см и $4,2$ кгс/см соответственно (см. приложение 1).

Давление 4.0 кгс/см абс. ($3,0$ атм. изб.) на выходе из колонны - паспортное рабочее давление для абсорбционной колонны.

В холодное время года, согласно расчетам по газодинамическим характеристикам, когда температура нитрозных газов на всасе НН может быть 50°C , нагрузка, при которой давление не превышает на верху колонны паспортного значения, увеличивается до $-6,5$ т/ч.

Как следует из изложенного, без превышения паспортного рабочего давления в абсорбционной колонне расчетная выработка при 1-ом варианте схемы составит $6,3-6,5$ т/ч.

По варианту 2 нагрузка при том же паспортном рабочем давлении в абсорбционной колонне составит $6,5-6,7$ т/ч.

Существует определенный запас в приведенных значениях производительности агрегата:

-в расчетах принята максимально возможная температура нитрозных газов на всасе нитрозного нагнетателя - 60°C ; по расчетам на нагрузку $6,3$ т/ч HNO_3 она летом не превышает 55°C ;

-принята максимальная потеря давления - сопротивление фильтра АВС в конце пробега;

-заслонки на линиях АВС могут быть постоянно в открытом состоянии. Тогда давление нитрозных газов на всасе нитрозного нагнетателя будет еще выше (на -100 мм вод.ст.).

Анализ газодинамических характеристик турбодетандера показывает, что пропускная способность его при вышеуказанных давлениях (в

абсорбционной колонне на выходе 4,0 МПа, а перед турбодетандером -0,37 МПа, $t=300^{\circ}\text{C}$ даже выше, чем требуется. Поэтому, чтобы поддерживать в абсорбционной колонне значение паспортного рабочего давления в диапазоне нагрузок 6,3-6,7 т/ч HNO_3 , необходимо даже «поджимать» давление в линии хвостовых газов; предусматривается, что оно будет осуществляться существующей заслонкой после турбодетандера.

Разумеется, физическое состояние нитрозного нагнетателя внесет свои коррективы в эти расчеты. Фактические показатели агрегата 1/3,5 ата будут определены на 1-ом реконструированном агрегате, который условно можно назвать опытным, в т.ч. необходимость «поджатая» расхода газов через турбодетандер.

2.2 Реконструкция контактных аппаратов

Необходимая по плотности реконструкция контактного аппарата в связи с переводом на работу под избыточным давлением до 0,125 кгс/см (расчетное 0,14 ати -открытие предохранительного клапана) изображена на эскизах .

1. Фланец зажима катализаторных сеток (соединение верхней и нижней частей аппарата) должен быть усилен согласно узлу «А» с применением кольца и втулки из листовой стали 12Х18Н10Т (масса- 141 кг).

Для уменьшения температуры в зоне присоединения верхней части аппарата и корпуса дополнительно предусматривается защитная обечайка из жаростойкой стали 20Х23Н18 толщиной 3 мм (масса 150 кг).

2. Фланец присоединения секции с фильтрами к контактному аппарату усилить накидным кольцом толщиной 70 мм, изображенному на узле «Б» (масса кольца 340 мм). Материал - сталь 09Г2С.

3. Предохранительную мембрану догрузить дополнительно нагрузкой - 150 кг.

4. Нижний фланец корпуса аппарата не требует изменений.

Рабочие чертежи реконструкции контактных аппаратов разрабатываются на стадии выполнения рабочего проекта реконструкции цеха.

2.3 Реконструкция узла продувки слабой азотной кислоты

В агрегатах 1/3,5, проектировавшихся в 50-е годы прошлого века на основе действовавших в то время нормативных документов степень отдувки растворенных в НАК окислов азота, не отвечает современным требованиям.

Повышение давления на стадии абсорбции усугубляет положение - увеличивается растворимого NO_x в кислоте. Поэтому желательно предусмотреть установку в каждом агрегате дополнительно по одной продувочной колонне, аналогичной действующим. Предполагается, что можно использовать продувочные колонны из выводимых агрегатов, а заказу подлежат только недостающие.

На практике (в 1-ом реконструированном агрегате) необходимо проверить пропустят ли весь воздух, который подается в агрегат как добавочный, сначала направляется в параллельно установленные две колонны - по $-3000 \text{ м}^3/\text{ч}$ воздуха, т.е. необходимо ли сохранить байпас по воздуху мимо продувочных колонн. Регулирование добавочного воздуха - по анализу O_2 в хвостовых газах.

Для подачи воздуха создается коллекторная система принудительной подачи воздуха. Устанавливаются 3 напорных вентилятора завода АО «Мовен» ВРИ2-30-10-01 из углеродистой стали. Производительность каждого - 25 тыс.м³/ч при напоре 5800 Па, мощность электродвигателя - 55 кВт, обороты 1650 в мин (типоразмер АИР225М4). На отводе к каждому агрегату устанавливается обратный клапан из нержавеющей стали.

Коллекторная схема обеспечивает непрерывность работы агрегатов. Установка второй продувочной колонны позволит довести отдувку окислов азота до 0,05% остаточных NO_x .

Это дает экологический эффект (не «дымят» хранилища кислоты, уменьшается загрязнение кислого конденсата аммиачной селитрой в цехе переработки НАК), а также достигается экономия аммиака суммарно не менее 1,8 кг на 1 т HNO_3

ГЛАВА 3. РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО И ТЕПЛОВОГО БАЛАНСА КОНТАКТНОГО АППАРАТА

3.1 Расчет материального баланса

Расчет количества паров воды в воздухе, выходящем из аппарата для очистки воздуха.

Разряжение в аппарате 200 мм воз. столба или $745 - (200/13,6) = 730,8$ мм рт. столба или 0,96 ата.

Упругость паров воды при 31°C и 100% насыщении 33,4 мм рт. столба или $33,4/730,3 = 0,0457$ ата или 4,57%.

Расчет контактного аппарата

(расчет на 1 т HNO₃)

Исходные данные для расчета.

1. Выход по окислению аммиака $\eta_k = 0,975$
2. Выход по абсорбции $\eta_a = 0,985$
3. Общий выход $\eta = \eta_k * \eta_a = 0,975 * 0,985 = 0,96$
4. Содержание аммиака в аммиачно-воздушной смеси
 $ANH_3 = 11,0\%$ объемн.
5. Содержание водяных паров в воздухе (при условии насыщения при 31°C на выходе из пенного промывателя воздуха)
 $AH_2O = 4,57\%$ объемн.

Материальный расчет контактного аппарата

(расчет ведется на нормальные условия 0°C и 760 мм. рт. ст.)

1. Расход аммиака:

$$GNH_3 = \frac{MNH_3 * 1000}{MHN_3 * \eta} = \frac{17 * 1000}{63 * 0,96} = 281 \text{ кг, или}$$

$$VNH_3 = \frac{GNH_3 * 22,4}{MNH_3} = \frac{281 * 22,4}{17} = 370,2 \text{ м}^3$$

проекте расход аммиака принят 287 кг/т HNO₃, исходя из общего выхода 96,0% с учетом эксплуатационных потерь 6кг/т HNO₃).

2. Количество аммиачно - воздушной смеси, поступающей на окисление:

$$V_{a-b} = \frac{V_{NH_3} * 100}{AN_{NH_3}} = \frac{370,2 * 100}{11} = 3365,6 \text{ м}^3$$

В этом количестве аммиачно-воздушной смеси содержится воздуха:

$$V_B = V_{a-b} - V_{NH_3} = 3365,6 - 370,2 = 2995,4 \text{ м}^3.$$

3. Состав воздуха, поступающего на окисление аммиака:

а) содержание водяных паров

$$V_{H_2O} = \frac{V_B * AN_{H_2O}}{100} = \frac{2995,4 * 4,57}{100} = 136,9 \text{ м}^3.$$

б) содержание кислорода

$$V_{O_2} = (V_{a-b} - V_{H_2O}) * AO_2 = (2995,4 - 136,9) * 0,209 = 597,4 \text{ м}^3.$$

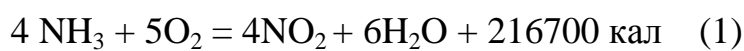
AO_2 – содержание кислорода в атмосферном воздухе 0,209 объемных долей

в) содержание азота

$$V_{N_2} = V_{a-b} - (V_{H_2O} + V_{O_2}) = 2995,4 - (136,9 + 597,4) = 2261,1 \text{ м}^3.$$

4. Состав нитрозных газов, образующихся в результате окисления аммиака.

Основные реакции, протекающие в контактном аппарате:



По первой реакции окисляется 97,5 % NH_3 , по второй 2,5%

Состав нитрозных газов определяется стехиометрическими соотношениями в этих реакциях:

а) количество образующейся окиси азота по первой реакции

$$V_{NO} = V_{NH_3} * \eta_k = 370,2 * 0,975 = 360,96 \text{ м}^3.$$

б) количество образующегося азота по второй реакции

$$V_{N_2} = 0,5 * V_{NH_3} * (1 - \eta_k) = 0,5 * 370,2 * (1 - 0,975) = 4,6 \text{ м}^3.$$

в) количество образующихся водяных паров (по 1-й и 2-й реакции)

$$V_{H_2O} = 1,5 * V_{NH_3} = 1,5 * 370,2 = 555,3 \text{ м}^3.$$

г) количество расходуемого кислорода:

по 1-й реакции:

$$V^{I}O_2 = 1,25 * V_{NH_3} * \eta_k = 1,25 * 370,2 * 0,975 = 451,2 \text{ м}^3.$$

по 2-й реакции:

$$V^{II}O_2 = 0,75 * VN_{H_3} * (1-\eta_k) = 0,75 * 370,2 * 0,025 = 7,0 \text{ м}^3.$$

Таблица 5 - Материальный баланс

	ПРИХОД				РАСХОД			
	состав		по		состав		по	
	м ³	%	кг	%	м ³	%	кг	%
NH ₃	370,2	11,0	281	6,9	-	-	-	-
NO	-	-	-	-	360,96	10,44	483,7	11,98
O ₂	597,4	17,75	853,7	21,0	139,2	4,02	198,9	1,88
N ₂	2261,1	67,18	2826,3	69,4	2265,7	65,54	2832,1	69,57
H ₂ O	136,9	4,07	110,0	2,70	692,2	20,0	556,8	13,66
ИТОГО	3365,6	100	4071	100	3458,06	100	4071,5	97,09

3.2 Расчет теплового баланса

Исходные данные для расчета

1. Количество аммиака на 1т HNO₃ G_{NH₃} = 281 кг
2. Количество воздуха на 1т HNO₃ G_b = 3790 кг
3. Теплоемкость аммиака C_{NH₃} = 0,509 кал/ кг °С
4. Теплоемкость воздуха C_b = 0,246 кал/ кг °С
5. Расчетная температура поступающей в контактный аппарат аммиачно-воздушной смеси t_{см} = 70 °С.

Тепло, выделяющееся при окислении аммиака по 1- ой реакции:

$$Q_1 = \frac{216\,700 * \eta_k * VN_{H_3}}{4 * 22,4} = \frac{216\,700 * 0,975 * 370,2}{4 * 22,4} = 873000 \text{ кал} \quad \text{Тепло,}$$

выделяющееся при окислении аммиака по 2- ой реакции:

$$Q_2 = \frac{303\,100 * (1 - \eta_k) * VN_{H_3}}{4 * 22,4} = \frac{303\,100 * (1 - 0,975) * 370,2}{4 * 22,4} = 31300 \text{ кал}$$

Общее количество тепла :

$$\sum Q = 873\,000 + 31\,300 = 904\,300 \text{ кал}$$

Определим расход тепла Q_3 уходящими от сеток нитрозными газами при температуре $800\text{ }^\circ\text{C}$ и принимаем следующие средние теплоемкости компонентов нитрозного газа в пределах $0-800\text{ }^\circ\text{C}$.

$\text{NH}_3-31,9$, $\text{O}_2-32,6$ [в кдж/(моль * град)]

$\text{N}_2-31,0$, $\text{H}_2\text{O}-38,0$

$Q_3 = (337,6 * 31,9 + 193,2 * 32,6 + 522 * 38,0 + 2348,2 * 31,0) * 800 = 861\ 237$
кал

Потери тепла за счет излучения Q_5 , вызывающие снижение температуры сеток, составляют $5,0\%$.

$$Q_4 = 0,05 Q_3 = 0,05 * 861237 = 43061,85 \text{ кал}$$

Таблица 6 - Тепловой баланс

	Приход, кал		Расход, кал
Q_1	873 000	Q_3	861 237
Q_2	31 300	Q_4	43 061,85
Итого	904 300	Итого	904 300

3.3 Конструкционный расчет подогревателя хвостовых газов

Условия:

1. Температура нитрозных газов на входе в теплообменник $340\text{ }^\circ\text{C}$

2. Температура хвостовых газов

на входе в теплообменник $35\text{ }^\circ\text{C}$

на выходе из теплообменника $270\text{ }^\circ\text{C}$

(при условии использования поверхности теплообмена без запаса).

где: 250 мм в.ст. - потери напора в газоходах

100 мм в.ст. - потери напора в окислителях

750 мм в.ст. - потери напора в двух подогревателях хвостовых газов.

4. Среднее давление хвостовых газов принимается $3,30\text{ ата}$

5. Количество нитрозных газов $3883,7\text{ НМ}^3$ или $50\ 174\text{ кг}$

б. Количество хвостовых газов 3 241 НМ³или 4 055,6 кг

Таблица 7 – Показатели нитрозного газа

Нитрозный газ					
	НМ ³	% по объему	кг	% по весу	молекулярный вес
NO	73,3	1,89	98,17	1,96	30,006
NO ₂	268,0	6,90	550,36	10,97	46,006
O ₂	215,1	5,54	307,3	6,12	32
N ₂	3106,5	79,99	3883,12	77,4	28,020
H ₂ O	220,8	5,68	178,45	3,47	18,015
Всего	3883,7	100	5017,4	100	-

Таблица 8 – Показатели хвостового газа

Хвостовой газ					
	НМ ³	% по объему	кг	% по весу	молекулярный вес
NO	5,5	0,017	7,4	0,018	30,006
O ₂	97,5	3,0	138,9	3,34	32
N ₂	3106,5	95,85	3883,12	95,74	28,020
H ₂ O	32,0	1,0	25,7	0,63	18,015
Всего	3241,5	100	4055,12	100	-

7. Потери тепла в окружающую среду принимается равным 5%

8. Нагрузка на подогреватель 5,6т HNO₃/час в в пересчете на моногидрат.

9. Конструктивная характеристика подогревателя.

Теплообменник кожухотрубный с U – образными трубками:

а) диаметр трубок $d = 25 * 2$ мм

б) количество трубок $n = 428$

в) длина трубок (средняя) $l = 6450$ мм

г) диаметр кожуха $D = 1\ 100 * 6$ мм

д) поверхность теплообмена $F = 200 \text{ м}^2$

Нитрозный газ проходит по межтрубному пространству, хвостовые газы по трубам.

Количество тепла, получаемого хвостовыми газами при нагревании

$$Q = G_{\text{ХГ}} \Delta t = 4\,055,6 * (187 * 0,252 - 35 * 0,246) = 157\,700 \text{ кал/т}$$

Температура нитрозных газов на выходе из теплообменника с учетом 5% потерь тепла в окружающую среду

$$t = \frac{220 * 0,244 - 157700 / (0,95 * 50174)}{0,239} = 120^\circ\text{C}$$

Средняя температура нитрозных газов

$$t' \text{ ср} = \frac{340 + 120}{2} = 230^\circ\text{C}$$

Объем нитрозных газов в рабочих условиях

$$V_{\text{НГ}} = \frac{3883,7 * 5,6 * (273 + 230)}{3600 * 273 * 3,78} = 2,39 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Средняя температура хвостовых газов

$$t'' \text{ ср} = \frac{35 + 270}{2} = 152^\circ\text{C}$$

Объем хвостовых газов в рабочих условиях

$$V_{\text{ХГ}} = \frac{3241 * 5,6 * (273 + 152)}{3600 * 273 * 3,30} = 2,17 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Определение поверхности теплообмена

Сечение межтрубного пространства

$$S_{\text{МТР}} = \frac{0,785 * 1,6882 - 0,09 * 1,1}{2} - 0,785 * 428 * 0,025^2 = 0,205 \text{ м}^3$$

Скорость нитрозных газов в межтрубном пространстве

$$W_{\text{НГ}} = \frac{V_{\text{НГ}}}{S_{\text{МТР}}} = \frac{2,39}{0,205} = 11,65 \text{ м/сек}$$

для $t_{\text{ср}} = 230^\circ\text{C}$ $\beta = 0,1318$

Эквивалентный диаметр межтрубного пространства

$$d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4S_{\text{МТР}}}{\Pi(d_n + D)} = \frac{4 * 0,205}{3,14 (0,025 * 428 + 1,088)} = 0,0221 \text{ м}$$

где: $\Pi(d_n + D)$ – периметр, смываемый газами

Частный коэффициент теплоотдачи от нитрозных газов к стенке:

$$\lambda_1 = 23,7 * \ell^{-0,05} * d^{-0,16} * (WP)^{0,79} * \beta \text{ кол/м}^2 * \text{час } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_1 = 23,7 * 6,45^{-0,05} * 0,0221^{-0,16} * (11,65 * 3,78)^{0,79} * 0,1318 = 23,7 * 0,912 * 1,84 * 19,88 * 0,1318 = 104,0 \text{ кол/м}^2 * \text{час } ^\circ\text{C}.$$

Сечение трубного пространства

$$S_{\text{ТР}} = 0,785 d_{\text{ВН}}^2 * n = 0,785 * 0,021^2 * 428 = 0,148 \text{ м}^2$$

Скорость хвостовых газов в трубках

$$W_{\text{ХГ}} = \frac{2,17}{0,148} = 14,70 \text{ м/сек}$$

При $t_{\text{ср}} = 152 \text{ }^\circ\text{C}$, $\beta = 0,1398$

Частный коэффициент теплопередачи от стенки к хвостовым газам

$$\lambda_2 = 23,7 * 6,45^{-0,05} * 0,0221^{-0,16} * (14,7 * 3,30)^{0,79} * 0,1398 = 23,7 * 0,912 * 1,86 * 21,5 * 0,1398 = 120,5 \text{ кол/м}^2 * \text{час } ^\circ\text{C}$$

Общий коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{1/\lambda_1 + 1/\lambda_2 + \delta/\lambda} = \frac{1}{1/104,0 + 1/120,5 + 0,002/15} = 55,4 \text{ кол/м}^2 * \text{час } ^\circ\text{C}$$

Средняя разность температур

$$340 \rightarrow 120$$

$$\underline{270} \leftarrow \underline{35}$$

$$70 \quad 85$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \underline{70+85} = 40,4 \text{ }^\circ\text{C}$$

Количество тепла, передаваемого через поверхность теплообмена в час

$$Q^I = Q * 5,6 = 157700 * 5,6 = 883000 \text{ кол/час}$$

Необходимая поверхность теплообмена

$$F = \frac{Q^I}{K * \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{883000}{55,4 * 40,4} = 395 \text{ м}^2$$

Устанавливается последовательно два теплообмена общей поверхностью 400 м².

ГЛАВА 4. РАСЧЕТ ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ

Расчет экономической эффективности дипломного проекта

1) Определим ожидаемую прибыль $Pr_{ож}$ (условно-годовую экономию) от снижения себестоимости продукции по формуле

$$Pr_{ож} = (C_{н.баз} - C_{н.пр}) \cdot M_{пр}; \quad (306,2 - 287,8) * 47326 = 1\,249\,406 \text{ руб}$$

где $C_{баз}$ – себестоимость одной тонны продукции по базовому варианту;

$C_{пр}$ – себестоимость одной тонны продукции по проекту.

2) Определим налог на прибыль:

$$H_{пр} = \frac{Pr_{ож} \cdot K_{нал}}{100}; \quad = \frac{1249406 * 29,8}{100} = 374\,572 \text{ руб}$$

где $K_{нал}$ – ставка налога на прибыль (24%).

3) Определим чистую ожидаемую прибыль:

$$Pr_{чист} = Pr_{ож} - H_{пр}; \quad 1249406 - 374572 = 874\,834 \text{ руб}$$

4) После определения чистой прибыли определяется расчётный срок окупаемости капитальных вложений (инвестиций), необходимых для осуществления проектируемого варианта:

$$T_{ок} = \frac{K_{общ}}{Pr_{чист}}; \quad 2\,444\,435 / 874\,834 = 2,79 \text{ года}$$

где $T_{ок}$ – срок окупаемости капитальных вложений.

5) Далее встаём на точку зрения инвестора, вкладывающего деньги в разработанный проект. Используя методы дисконтирования, решаем вопрос о том, стоит ли вкладывать средства в разработанный проект, который в течение принятого горизонта расчета принесёт прибыль, или лучше, при существующей процентной ставке на капитал, положить деньги в банк. Горизонт расчёта – это максимально ожидаемое время окупаемости инвестиций. Его принимают равным 3...5 лет. В пределах принятого горизонта расчета (T_r) необходимо рассчитать текущую

стоимость будущих денежных доходов (денежных потоков), приведенных к текущему времени через коэффициенты дисконтирования.

Общая текущая стоимость доходов (чистой дисконтированной прибыли) в течение принятого горизонта расчета определяется по формуле:

$$D_{\text{общ. диск}} = \sum_{t=1}^{T_r} \text{Пр}_{\text{чист}} \cdot \frac{1}{(1+E)^t}, \text{ руб.} = \sum_{t=1}^{T_r} 874834 \cdot \frac{1}{(1+0,1)^t} = 6188130,5 \text{ руб.}$$

где T_r – принятый горизонт расчета, лет;

E – процентная ставка на капитал (например, при 10% – $E=0,1$; при 20% – $E=0,2$ и т.д.).

t – первый, второй, третий и т.д. год получения прибыли в пределах принятого горизонта расчета.

6) Интегральный экономический эффект (чистый дисконтированный доход) определяется по формуле:

$$\mathcal{E}_{\text{инт}} = \text{ЧДД} = D_{\text{общ. диск}} - K_{\text{общ.}}, \text{ руб. } 6\,188\,130,5 - 2\,444\,435 = 3\,743\,695,5 \text{ руб.}$$

7) Если общая стоимость доходов ($D_{\text{общ. диск}}$) меньше текущей стоимости затрат ($K_{\text{общ.}}$), то есть $\mathcal{E}_{\text{инт}}$ (ЧДД) < 0, то проект неэффективен. В этом случае инвестору будет выгоднее положить деньги на депозитный счёт в банк на срок, равный принятому горизонту расчёта и получить доход на капитал, который рассчитывается по формуле:

$$D_{\text{кап}} = K_{\text{общ.}} \cdot (1+E)^T - K_{\text{общ.}}, \text{ руб.}$$

8) Если общая стоимость доходов ($D_{\text{общ. диск}}$) больше текущей стоимости затрат ($K_{\text{общ.}}$), то есть $\mathcal{E}_{\text{инт}}$ (ЧДД) > 0, то проект эффективен. Вложенные в проект инвестиции начнут окупаться, как только общий дисконтированный доход, сравнивается с размером общих капитальных вложений, т.е. когда $\mathcal{E}_{\text{инт}}$ (ЧДД) = $K_{\text{общ.}}$. При эффективном проекте определяется индекс доходности:

$$\text{ИД} = \frac{D_{\text{общ. диск}}}{K_{\text{общ.}}}; \quad 6\,188\,130,5 / 2\,444\,435 = 1,5$$

Индекс доходности показывает прибыль на каждый вложенный рубль.

Таблица 9 - Показатели экономической эффективности дипломного проекта

Наименование показателя	Сумма, руб
1	2
Ожидаемая прибыль	1 249 406
Налог на прибыль	374 572
Чистая прибыль	3 542 660
Расчётный срок окупаемости капитальных вложений, лет	0,69
Общая текущая стоимость доходов	6 188 130,5
Чистый дисконтированный доход	743 695,5
Индекс доходности	1,5

Таблица 10 - Техничко-экономические показатели дипломного проекта

№ п/п	Показатели	Значение показателя
1.	Производственная мощность	47 326 т/год
2.	Себестоимость продукции	287,8 руб/тонна
3.	Условно-годовая экономия	46 614 000 руб
4.	Капитальные вложения	2 756 300 руб
5.	Чистая прибыль	3 542 660 руб
6.	Интегральный экономический эффект	3 743 695,5 руб
7.	Срок окупаемости	0,69 года
8.	Индекс доходности	1,5

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Сохраняется пуск агрегата по существующему методу, т.е. розжиг контактных аппаратов под разряжение. Вторая газодувка включается после стабилизации работы агрегата, постепенно поднимается давление в системе и нагрузка агрегата. Регулирование технологического процесса – без изменений, за исключением подачи добавочного воздуха в систему (через продувочные колонны) на всас нитрозного нагнетателя. Предусматривается установить на линии добавочного воздуха после продувочных колонн регулируемую заслонку; содержание кислорода в хвостовых газах на уровне 3% об. Поддерживать целесообразно на основании анализа содержания кислорода в хвостовых газах. Остановка второй газодувки ТГ-500-1,08 не вызывает остановки агрегата; на одной газодувке агрегат продолжает работать в режиме разрежения в контактном аппарате. Остановка агрегата – без изменений.

Экономическая эффективность интенсификации агрегатов, рассчитанная по общепринятым методам высока, окупаемость ниже одного года, даже при использовании мощностей на уровне 75-80% от проектной. Капитальные вложения уменьшились бы, если удалось бы приобрести часть оборудования, особенно газодувки ТГ-500-1,08, на предприятиях, где агрегаты 1/3,5 выведены из эксплуатации, а оборудование сохранилось. Реконструкция позволит вывести их эксплуатации 3 агрегата из 11. Реконструкции должен предшествовать ремонт оборудования 8 агрегатов, предназначенных для реконструкции.

Учитывая новизну предлагаемой схемы, целесообразно реконструировать первоначально один агрегат, который будет носить характер опытного для выявления недоработок, их устранения при реконструкции последующих агрегатов. На опытном агрегате будут получены данные, которые позволят оценить реальное повышение производительности и уточнить технико-экономические показатели

реконструкции. Как для опытного, так и для всех последующих агрегатов предварительно необходимо выполнить штатные и дополнительные ремонтные работы, чтобы в полной мере реализовать теоретически возможное повышение производительности агрегатов, снижения расхода электроэнергии и аммиака, повышение концентрации азотной кислоты.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Адушкин, В.В. Расчет безопасных расстояний при газовом взрыве в атмосфере. Сборник Взрывное дело / В.В. Адушкин, С.М. Кочарго, А.Г. Лялин. – М.: Недра, 1975.

2. Двухфазные потоки и вопросы теплообмена / [отв. ред. И. Т. Аладьев]. - Москва : Наука, 1970. - 159 с. : ил.

3. Атощенко В.И., Каргин С.И. «Технология азотной кислоты». Издательство «Химия», М., 1970. 494с.

4. Афанасьев Н. Д. Процессы и аппараты химической технологии : учеб.-метод. пособие по выполнению курсового проекта / Н. Д. Афанасьев; ТГУ ; каф. "Машины и аппараты химических и пищевых производств и предприятий строит. материалов". - ТГУ. - Тольятти : ТГУ, 2007. - 20 с.

5. Физические величины: справочник/ А.П. Бабичев, Н.А.

6. Безопасность жизнедеятельности. Учебник для вузов /С.В. Белов, А.В. Ильницкая А.Ф. Козьяков и др.; под общ. ред. С.В. Белова. 2-е изд., испр. и доп. - М.: Высшая школа, 1999. - 448с.

7. М. Бонне, Н.Д. Заичко, М.М. Караваев и др. Производство азотной кислоты в агрегатах большой единичной мощности: М.: Химия, 1985. - 400с.

8. Ведерников М.И., Кобзев В.С., Рудой И.В., Технология соединений связанного азота. М.: Химия, 1967. 418с.

9. Гельперин, Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии:/ Н.И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – 812 с.

10. Глинка Н.Л. Общая химия/ Под ред. В.А. Рабиновича. – Л.: Химия, 1986.- 706 с.

11. Голубятников В.А., Шувалов В.Р. «Автоматизация производственных процессов и УСУП в химической промышленности» [Учебник для химико-технологических техникумов]. М.: Химия, 1987.

- 12.Горина, Л.Н. Методические указания «Идентификация опасных и вредных производственных факторов». - Тольятти: ТГУ, 2002
- 13.Методические указания к дипломному проектированию по безопасности и экологичности объекта дипломного проекта/ Сост. Л.Н. Горина. - Тольятти: изд-во ТГУ, 2003. - 17 с.
- 14.Горина Л.Н. Обеспечение безопасных условий труда на производстве. - Уч. пособие. - Тольятти: ТолПИ, 2000. - 68с.
- 15.Дыбина П.В. «Расчеты по технологии неорганических веществ» - М.: Высшая школа, 1966. 523с.
- 16.«Основные процессы и аппараты химической технологии». Под ред. Ю.И. Дытнерского, - М.: Химия, 1983.348с.
- 17.Дытнерский Ю.И., Борисов Г.С. и др.Основные процессы и аппараты химической технологии. М., «Химия», 1991.
- 18.Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов; в 2-х кн./ Ю.И. Дытнерский. - Изд. 2-е, перераб. и доп. - М.: Химия, 1995. - 400 с.: ил. - ISBN 5-7245-1006-5.
- 19.Иоффе И.Л. «Проектирование процессов и аппаратов химической промышленности». - Л.: Химия, 1991. 352с.
- 20.Касаткин А.Г. «Основные процессы и аппараты химической промышленности». - М.: Химия, 1971, 784с.
- 21.Процессы и аппараты химической технологии. Т. 16 / Гос. ком. СССР по науке и технике ; АН СССР ; ВИНТИ ; [гл. ред. А. И. Михайлов] ; науч. ред. В. В. Кафаров. - Москва : ВИНТИ, 1988. - 182 с. : ил.
- 22.Крамерс Х., Вестертерп К. «Химические реакторы»
- 23.Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е. Н. «Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности». Изд. 2-е, перер. И доп. Л.: Химия, 1974. 340с.
- 24.Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгартен М. Г. Общая химическая технология. - М.: Выш. шк., 1990. – 520 с.

- 25.Лацинский А.А., Толщинский А.Р. «Конструирование сварных химических аппаратов». Машиностроение, 1981. 72с.
- 26.Любарский Г.Д., Стрелец М.М., Химическая промышленность. - 1967, №7.
- 27.Мазур И. И., Молдаванов О. И.Курс инженерной экологии. — М: Высшая школа, 2001. — 510 с.
- 28.Мельников Е.А. «Технология неорганических и минеральных удобрений», М.: Химия, 1983. 432с.
- 29.Справочник азотчика, т. 2/Под ред. Е.Я. Мельникова - М.: Химия, 1967, 492с.
- 30.Справочник химика: в шести томах/ Под ред. Б.П. Никольского. - Изд. 2-е, перераб. и доп. - М.; Л.: Химия, 1966. - 1008-1072 с.
- 31.Огородникова. - Л.: Химия, 1978. - 496 с.: ил.
- 32.Производство азотной кислоты в агрегатах большой мощности. /Под ред. В.М. Олевского .- М.: Химия, 1985. 193с.
- 33.Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии». Изд. 7-е. Л.: Химия, 1970. 624с.
- 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.Пелих А.С. Экономика предприятия. Учебное пособие / А.С. Пелих В.М. Джуха И.И. Боков и др. Ростов н/Д: Феникс, 2002. - 328 с.
- 36.Плановский А. И, В.М. Рамм, С.З. Коган Процессы и аппараты химической технологии. изд. 2-ое, доп. и перераб. -М.: Химия, 1962.
- 37.«Расчеты по технологии неорганических веществ». Под общей ред. Поф., М.Е. Позина, М - Л.: Химия, 1966.

- 38.Краткий справочник физико-химических величин. Изд. 10-е, испр. и доп./ Под ред. А.А.Равдаля и А.М.Пономаревой - СПб.: Иван Федоров, 2002, 240 с.
- 39.Расчет экономической эффективности дипломного проекта: методические указания по экономической части дипломного проекта/ Сост. А.В. Сергеев. - Тольятти: ТГУ, 2007. - 29 с.
- 40.Стрелец М.М. и др. Химическая промышленность. - 1968, №8.
- 41.Фелленберг Г. Загрязнение природной среды. Введение в экологическую химию: Пер. с нем. – М.: Мир, 1997. – 232 с.
- 42.Флореа О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии/ О. Флореа О. Смигельский; под ред. С.З. Кагана. - М.: Химия, 1971.-419 с.: ил.
- 43.Шушкина Ж.В. Методические указания к экономическому обоснованию курсовых и дипломных проектов / Ж.В. Шушкина. - Тольятти: Изд-во ТолПИ, 1997. - 28 с.
- 44.Справочник азотчика: Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов. Очистка технологических газов. Синтез аммиака, 2-е изд., перераб., М.: Химия, 1986. - 512 с.
- 45.Технологический регламент цеха №5 ОАО «КуйбышевАзот».
- 46.ГОСТ 14249 - 80. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность.
- 47.ГОСТ 14249 - 89. Нормы метода расчета на прочность химического оборудования.
- 48.ГОСТ 24755-81 (СТ СЭВ 1639-79). Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность укрепления отверстий.
- 49.ГОСТ 26202 - 84. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность обечаек и днищ от воздействия опорных нагрузок.
50. <https://ru.wikipedia.org/wiki/Куйбышевазот>
51. <http://www.kuazot.ru/>

54. http://studopedia.ru/2_58957_sire-i-sposobi-polucheniya-azotnoy-kisloti.html
55. http://www.newchemistry.ru/printletter.php?n_id=4225
56. <http://vector-study.ru/library/tehnology/azot-k/rsng.html>

Таблица 11 - Результаты расчетов гидравлических сопротивлений трубопроводов и аппаратов (при производительности 6.3 т/ч)

Наименование участка	Потери давления, кгс/м
1	2
Потери давления на входе в газодувку	
Аппарат очистки воздуха - всас газодувки	300
Потери давления в линии аммиачно-воздушной смеси	
Напор на выходе из газодувки	1800
Газодувка аммиачно-воздушной смеси поз.3 (103) - подогреватель аммиачно-воздушной смеси поз.4 (включая сопротивление заслонки)	136.1
Подогреватель аммиачно-воздушной смеси поз.4	90.4
Подогреватель аммиачно-воздушной смеси поз.4 -	3.03
Верхний конус контактного аппарата с картонным фильтром	42.6
Дополнительное сопротивление на картонный фильтр	275
Потери давления в линии аммиачно-воздушной смеси	547.1
Потери давления в линии аммиачно-воздушной смеси без учета потерь на заслонке	431.0

Продолжение таблицы 11

Потери давления в линии нитрозных газов (от контактного аппарата до входа в нагнетатель)	
1	2
Нижний конус контактного аппарата	9.12
Неплатиновый катализатор (в контактном аппарате)	80
Котел-утилизатор поз.6	53.2
Котел-утилизатор поз.6 -подогреватель аммиачно-воздушной смеси поз.4	17.99
Подогреватель аммиачно-воздушной смеси поз.4	160.1
Подогреватель аммиачно-воздушной смеси поз.4 - газовый холодильник-промыватель поз.7	0.5
Газовый холодильник-промыватель поз.7	344.9
Газовый холодильник промыватель поз.7 - нагнетатель поз.8	130.8
Газовый холодильник-промыватель поз.7 - вентилятор поз. 103 (для варианта 3)	-
Потери давления от контактного аппарата до нагнетателя	796.61

Таблица 12 - Результаты расчетов гидравлических сопротивлений трубопроводов и аппаратов (при производительности 6.3 т/ч)

Наименование участка	Потери давления, кгс/м
1	2
Потери давления в линии от нитрозного нагнетателя до турбодетандера	
Давление нитрозного газа на выходе из нитрозного нагнетателя	4.7 кгс/см ²
Трубопровод от нитрозного нагнетателя поз.8 до окислителя поз.9	322
Окислитель поз.9	105
Окислитель поз.9 - подогреватель хвостовых газов поз. 10	57
Подогреватели хвостовых газов поз. 10,11	1052
Подогреватель хвостовых газов поз. 11 - холодильник-конденсатор поз. 13	60
Холодильник-конденсатор поз. 13	256
Холодильник-конденсатор поз. 13 - абсорбционная колонна поз. 12	60
Абсорбционная колонна поз. 12	3800
Суммарные потери давления в линии от нитрозного нагнетателя до абсорбционной колонны	5712
Давление на выходе из абсорбционной колонны поз. 12. С учетом повышения сопротивления теплообменников и абсорбционной колонны после более 30-ти летнего срока эксплуатации	4.12 кгс/см ² 4.0 кгс/см

1	2
Абсорбционная колонна поз. 12 -подогреватель хвостовых газов поз. 11	212
Подогреватели хвостовых газов поз. 10,11	1112
Подогреватель хвостовых газов поз. 10 – реактор каталитической очистки поз. 32	100
Реактор каталитической очистки поз. 32	340
Реактор каталитической очистки поз. 32 - турбодетандер	120
Потери давления в линии от нитрозного нагнетателя до входа в турбодетандер (с учетом неучтенных потерь)	8884
Давление хвостового газа на входе в турбодетандер	3.81

Таблица 13 - Материальный баланс.

Компонент	нм ³ /т	% об.	кг/т	% мас.
Состав ABC на входе в контактный аппарат				
NH ₃	370,26	11,00	281,00	6,90
o ₂	597,59	17,75	853,70	21,00
N ₂	2261,04	67,18	2826,30	69,40
H ₂ O	136,88	4,07	110,00	2,70
Σ	3365,77	100,00	4071,00	100,00
Состав нитрозного газа на выходе из контактного аппарата				
N0	359,26	10,39	481,00	11,83
o ₂	139,23	4,03	198,90	4,89
И ₂	2267,68	65,56	2834,60	69,58
H ₂ O	692,28	20,02	556,30	13,70
Σ	3458,45	100,00	4071,00	100,00
Состав нитрозного газа на выходе из газового промывателя				
N0	256,23	9,13	343,17	9,67
N0 ₂	75,21	2,68	154,45	4,35
o ₂	80,76	2,88	115,37	3,25
N ₂	2267,68	80,79	2834,60	79,86
H ₂ O	126,75	4,52	101,86	2,87
Σ	2806,63	100,00	3549,45	100,00
Конденсат азотной кислоты на выходе из газового промывателя				
HNO ₃			78,23	15,0
H ₂ O			443,32	85,0
Σ			521,55	100,0

Продолжение таблицы 13

Компонент	м ³ /т	% об.	кг/т	% мас.
Состав добавочного воздуха из продувочной колонны				
О ₂	222,37	19,95	317,67	22,53
N ₂	841,15	75,48	1051,44	74,57
H ₂ O	50,88	4,57	40,89	2,90
Σ	1114,40	100,00	1410,00	100,00
Состав нитрозного газа на входе в нитрозный нагнетатель				
N ₀	232,53	5,95	311,42	6,28
N ₀₂	98,91	2,53	203,12	4,10
О ₂	291,28	7,45	416,12	8,39
N ₂	3108,83	79,53	3886,04	78,35
H ₂ O	177,63	4,54	142,75	2,88
Σ	3909,45	100,00	4959,45	100,00
Состав нитрозного газа на входе в окислитель				
N ₀	192,76	4,96	258,20	5,21
N ₀₂	138,65	3,57	284,70	5,74
О ₂	271,43	6,98	387,70	7,82
N ₂	3108,83	79,93	3886,04	78,36
H ₂ O	177,63	4,57	142,75	2,88
Σ	3889,30	100,00	4959,45	100,00
Состав нитрозного газа на выходе из окислителя				
N ₀	60,49	1,58	81,01	1,63
N ₀₂	270,93	7,09	556,40	11,22
О ₂	205,29	5,37	293,30	5,91
N ₂	3108,83	81,32	3886,04	78,36
H ₂ O	177,63	4,65	142,75	2,88
Σ	3823,16	100,00	4959,45	100,00

Продолжение таблицы 13

Компонент	нм ³ /т	% об.	кг/т	% мас.
Состав нитрозного газа на выходе из холодильника-конденсатора				
N ₀	7,11	0,19	9,52	0,19
N ₀₂	310,27	8,42	637,17	13,13
o ₂	175,04	4,74	250,07	5,15
N ₂	3108,83	84,37	3886,04	80,11
H ₂ O	84,97	2,31	68,29	1,41
Σ	3686,22	100,00	4851,09	100,00
Конденсат азотной кислоты на выходе из холодильника-конденсатора				
HNO ₃			39,55	35,5
H ₂ O			68,81	63,5
Σ			108,36	100,0
Состав хвостового газа на выходе из абсорбционной колонны				
N ₀	3,13	0,09	4,19	0,10
N ₀₂	0,44	0,01	0,90	0,02
o ₂	99,04	3,04	141,48	3,48
N ₂	3108,83	84,37	3886,04	95,60
H ₂ O	40,54	1,25	32,58	0,80
Σ	3251,98	100,00	4065,19	100,00
Расход аммиака в реактор каталитической очистки				
NH ₃	3,22	100	2,45	100
Состав хвостового газа на выходе из реактора каталитической очистки				
N _{0x}	0,16	0,05	0,20	0,005
NH ₃	0,16	0,05	0,12	0,03
O ₂	98,65	3,03	140,93	3,47
N ₂	3112,09	95,57	3890,10	95,63
H ₂ O	45,16	1,39	36,29	0,89
Σ	3256,22	100,00	4067,64	100,00

