

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

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Рациональное природопользование и ресурсосбережение

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

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

**на тему: Увеличение мощности отделения очистки от CO₂ в
производстве аммиака на основе реконструкции регенератора
рекуператора на ОАО «Тольяттиазот»**

Студент(ка)

Р. В. Руссов

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

В. С. Гончаров

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

зав. кафедрой

Рациональное

природопользование

и ресурсосбережение» к.п.н. доцент, М.В., Кравцова

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

(личная подпись)

« ____ » _____ 20 ____ г.

Тольятти 2017

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

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

зав. кафедрой «РПиР»

_____	<u>М.В. Кравцова</u>
(подпись)	(И.О. Фамилия)
« ____ » _____	20 ____ г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение бакалаврской работы

Студент: Руссов Роман Вениаминович

Тема: Увеличение мощности отделения очистки от CO_2 в производстве аммиака, на основе реконструкции регенератора рекуператора на ОАО «Тольяттиазот»

1. Срок сдачи студентом законченной бакалаврской работы 02.06.2017г.
2. Исходные данные к бакалаврской работе:
 - 2.1. Существующие методы и схемы очистки конвертируемого газа в производстве аммиака от CO_2
 - 2.2. Принцип работы оборудования при очистке от CO_2
3. Содержание выпускной бакалаврской работы:
 - 3.1. Теоретический обзор проблемы очистки от CO_2
 - 3.2. Анализ методов и технологий очистки от CO_2 и регенерации раствора
 - 3.3 Реконструкция регенератора рекуператора
 - 3.4. Разработка и изменение схемы потоков выделения очистки от CO_2 , регенерации раствора при получении аммиака
4. Дата выдачи задания «26» января 2017г.

Руководитель бакалаврской работы

_____	<u>В. С. Гончаров</u>
(подпись)	(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____	<u>Р. В. Руссов</u>
(подпись)	(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
выполнения бакалаврской работы**

Студента: Руссова Романа Вениаминовича

по теме: Увеличение мощности отделения очистки от CO₂ в производстве аммиака на основе реконструкции регенератора рекуператора на ОАО «Тольяттиазот»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	15.04.2017	16.04.2017		
Теоретический обзор проблемы очистки от CO ₂	17.04.2017	19.04.2017		
Анализ методов и технологий очистки от CO ₂ и регенерации раствора	20.04.2017	24.04.2017		
Реконструкция регенератора рекуператора	24.04.2017	28.04.2017		
Разработка и изменение схемы потоков выделения очистки от CO ₂ регенерации раствора при получении аммиака	02.05.2017	03.05.2017		
Заключение	03.05.2017	04.05.2017		

Руководитель бакалаврской работы

В. С. Гончаров

(подпись)

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

Р. В. Руссов

(подпись)

(И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Руссов Р.В.

Тема работы: Увеличение мощности отделения очистки от CO_2 в производстве аммиака на основе реконструкции регенератора рекуператора на ОАО «Тольяттиазот»

Научный руководитель: к.т.н., профессор Гончаров В.С.

Краткие выводы по бакалаврской работе: В работе было проанализировано состояние отделения очистки от CO_2 агрегата АМ76 ОАО «ТОЛЬЯТТИАЗОТ», и разработано технологическое решение по её совершенствованию.

Бакалаврская работа состоит из введения, двух глав, заключения, списка литературы из 56 источников.

Во введении раскрывается актуальность исследования по производству сырья, ставится проблема, цель и задачи исследования, определяются объект, предмет, ставятся цель и задачи.

В главе первой предложено теоретическое обзор проблемы очистки от CO_2 . Осуществляется опытно-практическая работа, в осуществлении которой формируется существующий метод очистки от CO_2 на данном предприятии. В главу входит постановка задач, цели работы, рассмотрение недостатков существующего метода очистки, предложение решения поставленной проблемы.

В главе второй рассматриваются предложения по модернизации оборудования, для обеспечения лучшего качества работы отделения очистки от CO_2 .

Заключение посвящено основными выводами предложения с технической, экономической и экологической стороны и насколько эффективно модернизация.

Общий объём работы 71 страниц машинописного текста вместе с приложением 1, в том числе таблиц - 8, рисунков - 7.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	7
ГЛАВА 1. АНАЛИЗ ФАКТИЧЕСКОГО СОСТОЯНИЯ ВОПРОСА.....	11
1.1. Теоретический обзор проблемы очистки от CO ₂	11
1.2 Проектно - аналитическая часть. анализ методов и технологий очистки от CO ₂ и регенерации раствора.....	12
1.3. Существующий технологический процесс очистки от CO ₂	16
1.4. Существующий регенератор - рекуператор.....	32
ГЛАВА 2. РАЗРАБОТКА МЕРОПРИЯТИЙ ПО УЛУЧШЕНИЮ РЕГЕНЕРАЦИЯ РАСТВОРА В РЕКУПЕРАТОРЕ.....	39
2.1 Реконструкция регенератора - рекуператора.....	39
2.2 Разработка и изменение схемы потоков выделения очистки от CO ₂ , регенерация раствора при получении аммиака.....	47
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	50
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ.....	51
ПРИЛОЖЕНИЕ	57

ВВЕДЕНИЕ

В данное время в химической и экологической промышленности главную роль играет производство азота, основную часть чего составляет производство аммиака и аммиачной воды. Очень огромное применение имеет аммиак, а именно: для получения азотной кислоты, удобрения, взрывчатых веществ и так далее. Так же аммиак применяют в виде нашатырного спирта в медицине [1].

Немного истории.

Первым из открывателей аммиака в чистом виде является Джозеф Пристли в 1774 году, а в 1785 году был установлен химический состав компонента французским химиком Клодом Луи Бертолле. Острый вопрос стал к концу 19-ого века о получении аммиака, промышленным способом из соединения азота и водорода, так как запасы чилийской селитры иссекали. Именно селитра являлась основным и крупнейшим продуктом, из которого получали азотные водородные соединения. В начале 20-го века был раскрыт новый промышленный способ, под названием синтез аммиака. Этот новый способ изобрел Фриц Габер - немецкий химик. Дал старт своей задачи он в 1904 году, а в 1909 году Фриц Габер изобрел и собрал небольшой контактный аппарат. Работа этого аппарата производилась при повышении давления, и использовании катализатора. Испытание контактного аппарата произошло 2 июля 1909 году. Далее ближе к 1911 году Карл Бош изобрел крупномасштабную версию контактного аппарата. Впервые в мире заработал завод по синтезу аммиака 9 сентября 1913 году в Оппау. Немецкий химик Фриц Габер в 1918 году стал лауреатом Нобелевской премии «за синтез аммиака» [2].

В 1928 году была получена первая партия аммиака на Чернореченском химическом заводе - комбинате в России. Недостатки производства аммиака осуществляется очень энергоёмкий процессом. Над данным недостатком в химической промышленности, а более точной в азотной производятся

обширные работы над устранением ежегодно. В частности, разрабатываются различные способы по утилизации выделяемой энергии. Самое оптимальное решение этой проблемы можно осуществить при совмещении производства, как это происходит в данное время на химических предприятиях. Приведем пример, производство аммиака и производство карбамида [3].

Сырье - главное для технической, технологической схемы при производстве аммиака. В качестве азота в чистом виде берут воздух, а водород в чистом виде выделяют из воды, но это выделение требует большое количество энергопотребления. В качестве сырья для производства аммиака используют природный газ, который содержит углеводороды [3,4].

Процесс очистки аммиака, а именно его технологическое оформление очень металлоёмкий и энергозатратный. В этих его критериях можно раскрыть возможности для повышения эффективности и увеличения мощности работы всего производства в целом [5,6].

Проектная выработка агрегата аммиака АМ 76 составляет 1420 тонн в сутки [7].

Предприятие стремится добиться выработки на агрегатах АМ 76 1750 – 1800 тонн в сутки, достигнута выработка 1600 – 1700 тонн в сутки, при этом столкнулись с проблемой сдерживающая дальнейшее развитие:

1. Высокая нагрузка в реакционных трубах в печи риформинга с внутренним диаметром: агрегат 05А – 71мм, агрегат 07А – 89 мм (в цехе 06А) выполнена реконструкция с увеличением диаметра реакционных труб до 101 мм;

2. Высокая нагрузка на выделение очистки от CO_2 , на которой можно судить по периодическому «вскипанию» раствора в позиции 301.

При капитальном ремонте в 2016 году в цехе 05А выполнена замена реакционных труб в печи риформинга поз. 107 с внутренним диаметром 94 мм, что по практике (основываясь на работе смежных предприятий обеспечивает выработку 1800 тонн в сутки) [7].

В данной бакалаврской работе я хочу предложить свое видение решение проблемы очистки от CO_2 для достижения соответствующих мощностей, а именно:

1. Изменение схемы потоков регенерации раствора;
2. Доведение грубо регенерированного раствора до глубоко регенерированного раствора;
3. Объединение всасов насосов перекачки МДЭА позиция 316 1,2 позиция 317 1,2 в общий коллектор (получение дополнительного двойного резерва по насосам);
4. Замену глухой тарелки всаса позиция 317 на ситчатую.

Представленная проблема имеет определенную цель в её исправлении.

Цель – увеличения мощности отделения очистки от CO_2 в производстве аммиака, при реконструкции регенератора - рекуператора, для достижения необходимых мощностей.

Поставленная цель требует решения следующих задач:

- рассмотреть технологию очистки от CO_2 и регенерации раствора, выявить методы и схемы очистки конвертируемого газа в производстве аммиака от CO_2 ;
- разработать мероприятия по улучшению регенерации раствора в рекуператоре, провести реконструкцию регенератора рекуператора
- разработать и изменить схемы потоков выделения очистки от CO_2 , регенерации раствора при получении аммиака
- выделить эффективность качества производства раствора и влияние на окружающую среду, при увеличении мощности.

Объектом исследования является цех №05А ОАО «Тольяттиазот».

Предмет исследования – очистка от CO_2 и улучшение регенерации раствора в рекуператоре. Теоретические и методологические основы работы составили научные труды, публикации, монографии отечественных и зарубежных ученых по проблемам управления материальными потоками и управления логистическими системами и цепями.

Тема бакалаврской работы: Увеличение мощности отделения очистки от CO_2 в производстве аммиака на основе реконструкции регенератора рекуператора на ОАО «Тольяттиазот».

ГЛАВА 1. АНАЛИЗ ФАКТИЧЕСКОГО СОСТОЯНИЯ ВОПРОСА

1.1 Теоретический обзор проблемы очистки от CO_2 в производстве аммиака

Начиная с 2000 годов и по настоящее время ОАО «ТОЛЬЯТТИАЗОТ» ведется активная работа по реконструкции и модернизации агрегатов аммиака с выходом на более высокие мощности [7].

Было сделано:

1. Исключение схемы компрессора природного газа и переход на работу на потребление газа высокого давления;
2. Исключение из схемы подогревателя природного газа позиция 103 и внесение теплообменников его подогрева в конвективную зону в печи риформинга позиция 107;
3. Замена смесителя шахтного конвертора позиция 110;
4. Замена катализаторов высоко температурной и низко температурной конверсии;
5. Реконструкция колонн по разгрузке газового конденсата;
6. Замена раствора МЭА на МДЭА;
7. Реконструкция компрессора технологического воздуха позиция К402;
8. Реконструкция колоны синтеза позиция 601 [7,8].

1.2. Проектно - аналитическая часть. анализ методов и технологий очистки от CO₂ и регенерации раствора

Возникает вопрос, что же такое аммиак? Посмотрим ответ из источников.

Таблица 1 - Физико-химические свойства аммиака [1,5]

Химическая формула (стандарт)	NH ₃
Химическое состояние	Газообразное
Молярная масса (молекулярная)	17,03064 г/моль
Удельная плотность	0,00077234 (н.у.)
Удельная температура плавления	-77,732°C
Удельная температура кипения	-33,314°C
Самая критическая точка	132,251°C
Энтальпия образования	-45,943 кДж/моль
Константа диссоциации кислоты	9,214
Удельная растворимость в воде	89,94 (при 0°C)

Рассмотрим свойства аммиака:

— NH₃, нитрид водорода, при н.у.;

— бесцветный газ имеет резкий запах (нашатырного спирта), легче воздуха в двое, ядовитый газ; растворим в воде [4,5].

Форма тригональной пирамиды у молекулы аммиака в вершине с атомом азота [5].

Молекулы в жидком состоянии аммиака связаны между собой связями водорода.

Сравним физические свойства воды с жидким аммиаком, данные исследования показывают, что по сравнению с водой у аммиака низкая температура кипения 33,35°C и температура плавления 77,70°C, имеет низкую плотность, проводимость, проницаемость диэлектрики и вязкость, которая в семь раз меньше воды. Объяснение этому всему, что связи и их

прочностные явления существенно ниже в жидком аммиаке, чем у воды, а также не поделенных электронов в молекуле аммиака имеется лишь одна пара, существенно в отличие от двух в молекуле воды. Когда сильно влияет преломляющий свет, то аммиак в легкой степени переходит в бесцветную жидкость с определенной плотностью $681,47 \text{ кг/м}^3$, сильно преломляющую свет. Электрический ток почти не проводится в жидком аммиаке [3,4,5].

После рассмотрения различных свойства жидкого аммиака, для общего обозрения проведем исследования недостатков и преимуществ замены раствора МЭА на МДЭА [9,10,11].

Недостатки раствора МЭА: высокая вязкость раствора и необходимость непрерывного введения смолы; высокая коррозионная активность; низкая активность, постоянное вскипание в абсорбере, сравнительно высокая температура регенерации раствора; недостаточная термическая стабильность; наличие интенсивного уноса абсорбента [9,12].

Замена раствора МЭА на раствор МДЭА имеет экономичность ресурсов на очистке газа по следующим статьям:

- 1) Уменьшение расхода раствора (циркуляционного, рабочего) для уменьшения энерго затрат до 30 %;
- 2) Повышение раствора МДЭА степени насыщения [9];
- 3) Отсутствие смолообразования, сниженная активность абсорбентов при коррозии сократить большие затрат [11,13];
- 4) Срок окупаемости при замене на раствор МДЭА составляет 1 - 2 года, при сложившемся уровне цен на раствор МЭА и на раствор МДЭА [10,13].

Таким образом, замена МЭА на МДЭА может обеспечить значительную экономию материальных ресурсов на очистку газа. В ходе проведенных исследований было установлено, что снижение энергетических затрат до 30% может быть обеспечено за счет:

- 1) Уменьшение расхода раствора;
- 2) Повышение насыщения раствора;

3) Понижение температуры десорбции раствора МДЭА [6,9,13].

Понижение коррозионной активности МДЭА по сравнению с МЭА позволяет использовать вторичные и третичные амины в более концентрированном виде — до 50% МДЭА. В ходе исследований было показано, что при этом происходит:

- 1) Снижение циркуляции раствора, что ведет к уменьшению использования электроэнергии на его перекачку;
- 2) Уменьшение потребления тепла, что приведет к экономии расхода энергоресурсов;
- 3) Снижение коррозии оборудования и трубопроводов уменьшит затраты на текущий ремонт;
- 4) Стабильная работа установки в период установленного межремонтного пробега приведет к улучшению условий труда обслуживающего персонала [8,12,13].

Далее рассмотрим проблему недостатков технологии очистки, применяемой на данном предприятии ОАО «Тольяттиазот», по которому посвящена моя бакалаврская работа.

Значительные энерго затраты, очень сложная цепочка технологии оборудования и сложный процесс имеет очистка конвертированного газа от CO_2 с помощью абсорбции растворами МДЭА. При помощи критического анализа технологических схем можно выявить самые слабые места процесса, при этом необходимость производить новшество в аппаратное оформление всего процесса, изменить современным образом материальные и энергетические потоки. Помимо проблем энерго затратного характера существуют еще и технологические проблемы, которые связываются с деструкцией раствора МДЭА так далее. Из всего выше сказанного можно прийти к выводу, что данный процесс очистки обладает наибольшим потенциалом для усовершенствования при использовании подходов энерго и ресурсосбережения [8,14,15,16,19].

На основании выше сказанного, существуют еще много методов очистки от CO_2 , но так как мы рассматриваем агрегаты АМ 76 с существующей схемой, существующим оборудованием, моя модернизация должна быть эффективной при минимальных или разумных капиталовложениях в реконструкцию. В данной бакалаврской работе я хочу предложить свое видение решение проблемы очистки от CO_2 для достижения соответствующих мощностей, а именно: изменение схемы потоков регенерации раствора, доведение грубо регенерированного раствора до глубоко регенерированного раствора, объединение всасов насосов перекачки МДЭА позиция 316 1,2 позиция 317 1,2 в общий коллектор (получение дополнительного двойного резерва по насосам), замену глухой тарелки всаса позиция 317 на ситчатую [15,16,19,20,21].

1.3. Существующий технологический процесс очистки от CO₂.

Рассмотрим существующий технологический процесс очистки от CO₂ (инструкция АМ14 часть 3 очистки газа от CO₂ раствором МДЭА агрегата аммиака АМ-76) [7,8,21].

Для очистки конвертируемого газа предназначена установка МДЭА очистки, которая поступает из конверсии так называемой установки окиси углерода, водным раствором МДЭА от углекислого газа [20,22].

Для тонкой очистки газа предназначена так называемая установка метанирования, который поступает из установки МДЭА, методом очистки гидрирования на катализаторе [7].

Для отгонки уксусной кислоты, аммиака, метанола и различных органических соединений существует так называемая установка разгонки газового конденсата [56].

В обслуживание очистки входит следующее оборудование, все позиции описаны в приложении 1.

1. Позиция 119 - установка для неочищенной азотной и водородной смеси, так называемая подогреватель; 2. Позиция 120 - Воздушный холодильник; 3. Позиция 123 - Сепаратор (влаго отделитель); 4. Позиция 124 - установка подогреватель для питательной воды газовым конденсатом; 5. Позиция 125 - установка подогреватель питательной воды паровым конденсатом; 6. Позиция 127 - установка для впрыска конденсата газа (насосы); 7. Позиция 129 - Холодильник газового конденсата; 8. Позиция 131 - фильтр газового конденсата под давлением; 9. Позиция 135 - бак парового конденсата; 10. Позиция 139 - бак отработанного газового конденсата; 11. Позиция 140 - гидрозатвор к баку отработанного газового конденсата; 12. Позиция 145 - узел охлаждения конвертированного газа после конвертора СО 2-ой степени; 13. Позиция 150 - установка отпарная колонна; 14. Позиция 152 - кипяtilьник; 15. Позиция 154 - насосы подачи флегмы; 16. Позиция 155 - влаго отделитель; 17. Позиция 301 - установка (абсорбер с сепаратором); 18. Позиция 306А, Б - установки (газовые кипяtilьники); 19. Позиция 303 А, Б -

установки (регенератор-рекуператор); 20. Позиция 307 - паровой кипятильник; 21. Позиция 309 - сепаратор; 22. Позиция 312 - установка (холодильник раствора 2-го потока МДЭА; 23. Позиция 313 - установка (холодильник раствора 1-го потока МДЭА); 24. Позиция 314 А - центробежный насос для подачи раствора МДЭА 2-го потока на абсорбер с приводом от паровой турбины; 25. Позиция 314 Б - центробежный насос для подачи раствора МДЭА 2-го потока на абсорбер с приводом от электродвигателя; 26. Позиция 315 А - установка (центробежный насос для подачи раствора МДЭА 1 потока на абсорбер с приводом от паровой турбины); 27. Позиция 315 Б - установка (центробежный насос для подачи раствора МДЭА 1 потока на абсорбер с приводом от электродвигателя); 28. Позиция 316 1,2 - установка (центробежный насос для подачи раствора МДЭА 2-го потока на регенераторы-рекуператоры); 29. Позиция 317 1,2 - установка (центробежный насос для подачи раствора МДЭА 1 потока на регенераторы-рекуператоры); 30. Позиция 319 1,2 - отделители парового конденсата; 31. Позиция 320 - промежуточная емкость раствора МДЭА 2-го потока; 32. Позиция 321 - конденсатор - холодильник; 33. Позиция 322 - сборник флегмы; 34. Позиция 323 А, Б - установка (центробежный насос для флегмы); 35. Позиция 324 А, Б - поршневые насосы для флегмы; 36. Позиция 325 - промежуточная емкость раствора МДЭА 1 потока; 37. Позиция 326 - установка (расширительный бак пара вторичного вскипания); 38. Позиция 333 1,2 - сливная емкость; 39. Позиция 334 А, Б - установка, под названием погружной насос для раствора МДЭА к сливной емкости; 40. Позиция 335 - емкость для раствора МДЭА; 41. Позиция 338 - бак для свежего раствора щелочи; 42. Позиция 339 - бак для растворения каустика; 43. Позиция 340 - установка (насос для щелочи); 44. Позиция 341 А, Б - установка (насос для конденсата); 45. Позиция 342 1,2 - обратный гидрозатвор; 46. Позиция 343 - предохранительный гидрозатвор; 47. Позиция 363 - установка (насос раствора - МДЭА); 48. Позиция 351 - песчаный фильтр раствора - МДЭА; 49. Позиция 352 - угольный фильтр раствора - МДЭА; 50. Позиция 313 А, Б

установка, которая имеет название теплообменники для охлаждения 1 потока; 51. Позиция 312 А, Б - установка под названием теплообменники для охлаждения 2-го потока; 52. Позиция 359 - сепаратор на чистой фракции CO_2 ; 53. Позиция 360 - сепаратор к смолывыделителю; 54. Позиция 362 - сепаратор на грязной фракции CO_2 ; 55. Позиция 501 - установка (метанатор); 56. Позиция 502 - подогреватель питательной воды высокого давления; 57. Позиция 503 - подогреватель питательной воды низкого давления; 58. Позиция 504 - установка, которая носит название аппарат воздушного охлаждения; 59. Позиция 505 - влаго отделитель.

Схема отделения очистки от CO_2 очень загромождённое и сложная, при таком количестве позиций - это очень большой недостаток.

Далее из технологического процесса рассмотрим применяемое сырьё, готовую продукцию и полупродукты, и их характеристику [5,23].

Состав парогазовой смеси на входе МДЭА очистки (в % об.)

N_2 -19,74; -20,04 %	CO_2 -17,15; -17,84 %
H_2 -61,23; -61,91 %	CH_4 -0,261; -0,35%
CO -0,461; -0,512 %	Ar -0,223; -0,272 %

Данная смесь имеет высокий коэффициент горения и в случае этого имеет взрывоопасные смеси с воздухом, при наличии водорода. По водороду наибольший предел взрываемости присуще 4,6 - 76,1 %. Вредные воздействия на организм человека это - удушье, токсикация оказывает наличие окиси углерода С ПДК CO в воздухе 20 мг/м³. Окончательным сырьем и продуктом после установки метанатора позиция 501 является азотная, водородная смесь, которая имеет следующий состав (% об.):

N_2 - 22,31; -24,32 %	CO_2 - до 7 млн. долей
H_2 - 73; -75%	CH_4 - 1,5 %
CO - до 11 млн. долей	Ar - 0,31 %

Рассмотрим состав раствора МДЭА. Это смесь аминов для очистки газов от CO_2 . Состав следующий: вода – 53 %;

Пиперазин (активатор)-2 %;

Метилдиэтаноламин (основное вещество)-35-39 %; 3класс опасности. ГОСТ 12.1.0071 [6,7,17].

Химические свойства раствора МДЭА. Это бесцветная вязкая жидкость с высшей температурой кипения 155-161°C, и при давлении 761 мм ртутного столба. Раствор МДЭА разлагается при температуре более чем 126°C и при атмосферном давлении [24].

Раствора МДЭА соединяется с водой в любых соотношениях. Температура вспышки паров чистого раствора МДЭА составляет 72°C. Самовозгорание может произойти при попадании раствора МДЭА на горячую изоляцию, так как происходит понижение температуры. Цветные металлы такие как: олово, свинец, медь и так далее раствор МДЭА вызывает коррозионное действие. Раствор МДЭА очень опасен, при попадании на кожу вызывает раздражение, а пары амины вызывают удушье. ПДК МДЭА - 5мг/м³ ГОСТ 12.1.0056 [6,7,25].

Катализатор метанирования на основе алюминия, никелевый. Наличие карбонила никеля вызывает токсикацию организма человека - отработанный катализатор. ПДК Ni(CO)₄ в воздухе 0,00051 мг/м³ [7].

Углекислый газ - с химической формулой CO₂. Не горюч, оказывает удушье дыхательных путей человека при больших концентрациях.

Рассмотрим газовый конденсат. Содержание аммиака конденсате:

- 1) До разгонки – не выше 1003 мг/л;
- 2) После разгонки 2 мг/л, органических соединений 6 мг/л в пересчете на метанол [7,8,23].

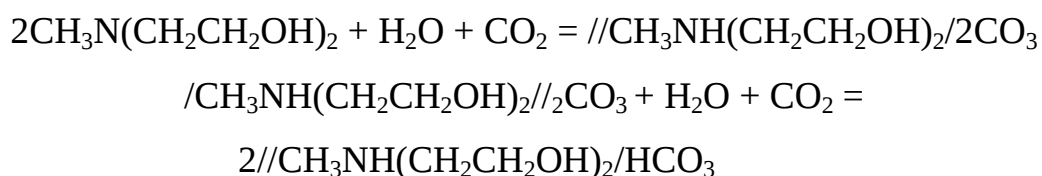
Марка СКТ - 3 активный уголь. Плотность этого твердого вещества составляет 553 г/дм³. При вдыхании угольная пыль вызывает антракоз и оказывает токсикацию на организм человека. ПДК 3,6 мг/м³ [7,8].

После ознакомления из существующего источника всего оборудования и применяемого сырья для отделения очистки от CO₂ в производстве аммиака рассмотрим сам процесс очистки и выявим в конце недостатки или преимущества.

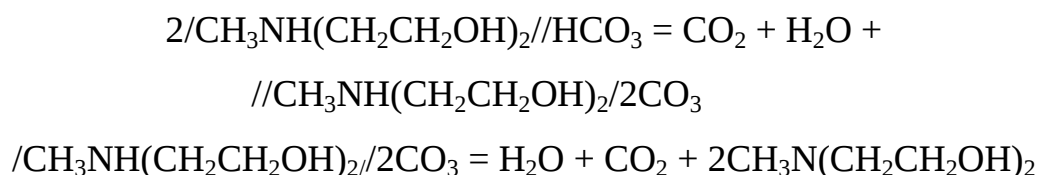
При раздельных потоков а именно при двух поточной схемы происходит очистка конвертированного газа от CO_2 , которая осуществляется 43-52 % раствором МДЭА. В абсорбер позиция 301 подается конвертированный газ с давлением не более 29 ати и с температурой не более 51°C , который орошается 48-51% с раствором МДЭА с температурой не более $47-61^\circ\text{C}$ [6,7,8,10,23].

Абсорбция CO_2 происходит при высоких барботажными слоями жидкости, на ситчатых тарелка, в вертикально аппарате (цилиндрическом). Абсорбер разделен на две части (нижняя часть и верхняя часть), при как выше сказанном принятии двух поточной схемой.

В процессе абсорбции протекают следующие различные реакции:



Предел температуры абсорбции находится в $48-66^\circ\text{C}$. Выделение из раствора МДЭА двуокиси углерода происходит при повышении температуры насыщенного раствора, в соответствии этому в общем и основан процесс регенерации [7,8,17,18].



Для начала в нижней части абсорбера проходит конвертированный газ, который содержит 19 % CO_2 , а уже после этого в верхней части абсорбера и потом очищается до остатка с содержание не более 0,04 % об. CO_2 . Для уменьшения выноса и уноса раствора МДЭА с газом в верхней секции абсорбера конвертированный газ, который полностью очищенный от углекислоты проходит через колпачковые тарелки, которые орошаются флегмой, далее проходит через сепарирующие устройство и брызго отделитель. Конвертированный газ, который полностью очищен от CO_2 направляется напрямую на метанирование. При помощи газо анализаторов

позиции 302, 301 AnlRAh контролируется содержание CO_2 в газе после нижней и верхней части абсорбера. На щите в ЦПУ после нижней части и верхней части абсорбера сигнализируется повышение содержания CO_2 в газе выше чем на 10%. Орошение глубоко регенерированным раствором второго потока происходит верхняя часть абсорбера [18,19].

Регулировка расхода раствора МДЭА, который поступает на орошение абсорбера первого и второго потока происходит автоматически при помощи позиций 301, 302 QIRCAIS. Уровень, который считается постоянным позиция 301, автоматически поддерживается двумя клапанами позиции 301 А, Б LCV, которые работают в двух режимах:

1) Первый способ работы LCV – позиция 301 А – работа, LCV – позиция 301 Б – резерв или наоборот;

2) Второй способ работы LCV – позиции 301 А и Б – работа [7,8].

Режим 2), который предусмотрен для устранения различных вибраций, наблюдающейся при работе только при одном клапане. Закрытие клапанов позиция 301 А, Б происходит, когда понижается уровень в абсорбере до минимума 19 %. Закрытие отсекаателя позиция 309 HCV на линии выхода раствора МДЭА из абсорбера происходит по наименьшему или минимальному уровню 11 % по позиции 302 LIRAS. Перед поступление на регенерацию раствора выходит из нижней части абсорбера с насыщением CO_2 - 0,36; -0,47 $\text{MOCO}_2/\text{MOMДЭА}$ с температурой 48 - 66°C [10]. Далее вся регенерация насыщенного раствора происходит в двух параллельно друг другу работающих регенераторах - рекуператорах позиции 303 А, Б, которые связанные между собой уравнительными коллекторами по раствору и парогазовой смеси, с распределением насыщенного раствора по 50% на каждый. За счет дроссельных шайб, которые установлены перед электро задвижками позиции 301, 302 HCV достигается равномерно распределение потоков раствора насыщение на регенераторы - рекуператоры позиции 303 А, Б. Контроль количества насыщенного раствора, который поступает на каждый аппарат осуществляется при помощи расходомеров позиции 306, 307

QR, а регулировка производится из ЦПУ электро задвижками позиции 301, 302 HCVA [7,8,22].

Существующий на данном предприятии система регенерации раствора очень не проста, так как слишком загромождённая и сложная схема по двум потокам. Это очень серьезный недостаток в отделении очистки.

Регенератор - рекуператор позиции 303 А, Б разделен на две части. В верхней части расположены ситчатые тарелки, номера которых 12, 30 расположены необычные теплообменные элементы, в которых происходит передача и отдача тепла, большой температуры от горячего регенерированного раствора МДЭА насыщенному раствору [16]. В верхней части регенератора – рекуператора производится десорбция наибольшего, всего раствора (насыщенного), который поступают в аппарат (установку), до содержания его 33 – 64 г. л CO_2 за счет парогазовой смеси, который выделяет тепло, в связи с этим, который поступает из нижней части регенератора – рекуператора, и с двух потоков регенерированного раствора его тепла, которые играют важнейшую роль встроенные теплообменники для передачи.

Существуют два разных потока в каждом из рекуператоров позиции - 303 А, Б. Подробнее рассмотрим эти потоки. Так называемый первый поток – из него выводится из верхней части регенераторов грубо регенерированный раствор, у которого температура составляет примерно 90 – 111°C, который в дальнейшем течении соединяется (объединяется) от двух регенераторов позиции - 303 А, Б в коллекторе, далее происходит перекачивание через, так называемые встроенные теплообменники насосами позиции - 317 1, 2 рекуператоров начиная снизу вверх по тарелкам, где преимущественно температура охлаждается до примерно 60 – 88°C. Далее после рекуператоров позиции 303 А, Б насыщенный раствор первого потока с данной температурой 60 – 88°C ведет направление в так называемые воздушный холодильник позиция - 313. Следующее до охлаждения раствора (регенерированного) происходит за счет поступление из ХВО речной воды, температура раствора первого потока доходит до 48 – 62°C. Далее

регенерированный раствор направляется в так называемую емкость позиция – 325, откуда потом насосом позиция - 315 подается нижней частью аппарата (абсорбера) с дальнейшим орошением. Регулировка уровня в так называемой емкости позиция – 325 производится автоматически позицией – 318 LIRCAS [26,28].

Далее рассмотрим так называемый второй поток. Во втором потоке внутри регенератора, через перелив путь идет в нижнюю часть по тарелкам 1 – 9, где происходит глубокая регенерация раствора [28]. Конечная стадия десорбция CO_2 из насыщенного раствора происходит в так называемых газовых (выносных) кипятильниках позиция 306 А, Б, где содержания всего CO_2 составляет 9 – 13 г. л. В так называемом во второй потоке – из нижней части рекуператора выходит глубоко регенерированный раствор, с определенной температурой 108 – 127°C, и объединяется от двух абсорберов в коллекторе насосом позиция - 316, где происходит перегонка, прокачивание раствора через элементы теплообменника, которые встроены внутри регенераторов, где подобно первому потоку охлаждается до 59 – 91°C, далее до охлаждения регенерированного раствора второго потока происходит при помощи так называемом воздушном холодильнике позиция - 312 до температуры 46-621°C в теплообменниках позиция - 312 А за счет подаваемой из ХВО речной воды [29]. Дальнейший процесс: раствора поступает в так называемую емкость позиция – 320, откуда установкой насосом позиция 314 подается в верхнюю часть абсорбера для орошения. Регулировка уровня в так называемой ёмкости позиция – 320 происходит автоматически, при помощи позиции – 319 LIRAS. Контроль давления, температурного режима, сопротивление и уровня в рекуператоре происходит в ЦПУ с постоянными записями в журнале позиция – 305 Tr, позиция – 306 Tr, позиция 301 – PIRCAh, позиция 304 – LirA, позиция 313, 314 DPR. Постоянная подпитка с коррекцией уровня в рекуператорах регулируется автоматикой, для поддержания в системе очистки баланса влаги позиция - 305 QIRc [7,30].

Далее происходит необходимое сообщение тепла для регенерации раствору парогазовой горячей смесью, которая поступает в так называемые кипятильники газовые позиция - 306 А, Б из конверсии с температурой 179⁰С. Достижение данной температуры происходит за счет впрыска конденсата (газового) так называемых насосами позиция - 127 в узел охлаждения позиция - 145. Существует перемычка от линии высокого давления питательной воды в узел позиции - 145. Через кипятильник (паровой) происходит передача недостающего тепла раствору позиция – 307, в которые с температурой 160 – 180⁰С поступает пар. Поддержание постоянного расхода пара на регенерацию происходит автоматически QIRC позиция – 303. Конденсат, который идет после (парового) кипятильника позиция - 307 проходит через так называемый (отделитель) парового конденсата позиция – 319 (1) и происходит поступление в расширительный бак пара вторичного вскипания позиция - 326. Дальнейшее направления образование пара имеет направление в деаэратор, подача конденсата с температурой не выше 121⁰С происходит в так называемый подогреватель пит. Воды позиция - 125, а после этого уже на саму установку приготовления пит. воды. Регулировка отвода конденсата из так называемых отделителей позиция - 319 (1) в бак втор. вскипания позиция – 326 происходит автоматически при помощи регулятора уровня позиции 307, 313 LICA [7,31,32,33,34].

Существуют два варианта работы верхней части рекуператоров за счет снимаемых элементов в данной конструкции. Рассмотрим их:

- 1) С отдувкой газов из раствора в рекуператорах для получения двуокиси углерода, в котором содержится горючие до 0,03% об. это чистая фракция [7,8];

- 2) второй способ без отдувки [7,33].

По 1) варианту CO₂ выслеживается из каждого регенератора по двум потокам: первый поток – это чистая фракция, второй поток – это грязная фракция. Рассмотрим первый поток чистая фракция, которая состоит из 86 % от количества (общего) CO₂, которая выводится из рекуператора из нижней

точки ввода раствора с тарелки под номером 29 с данной температурой 61 – 78°C и с давлением 0,3 – 0,6 ати. Далее происходит прохождение через сепаратор выносной позиция – 359 для отделения от брызг раствора МДЭА, где охлаждается до температуры 46°C выводится из регенератора – рекуператора ниже точки ввода насыщенного раствора с тарелки N 29 с температурой 60 – 75°C и давлением 0,4 – 0,5 ати, проходит выносной сепаратор 359 для отделения от брызг МДЭА охлаждается до температуры более 45°C при помощи холодильника – конденсаторе позиция 321, далее происходит отделение флегмы в установке сборника флегмы позиция – 322 и поступление газа на выхлоп в атмосферу или так скажем к потребителю.

Раствор МДЭА, который отделился в сепараторе позиция - 359 сливается в так называемую емкость позиция – 320, позиция – 325 по линии (дренирования)

Рассмотрим, что такое грязная фракция. Грязная фракция – это оставшаяся часть CO₂ с содержанием газов до 6% об., которая проходит в верхней части регенератора через колпачковые тарелки, где орошается флегмой и происходит выход с температурой около 61 – 76°C и с давлением 0,4 – 0,5 ати из рекуператора. Далее так называемая грязная фракция проходит до охлаждения до температуры 44°C в (воздушном) холодильнике – конденсаторе позиция - 321, дальше идет прохождение через установку (сепаратор) позиция - 361 для отделения флегмы и происходит выброс в атмосферу. Регулировка количества грязной фракции происходит автоматически при помощи позиции – 304 QIRc.

По варианту 2) CO₂ с содержанием горючих газов до 3% об. выходит из верхней части регенератора только с одним потоком, с данной температурой 61 – 79°C и с давлением 0,3 – 0,7 ати, далее охлаждается до температуры 47°C в так называемом (воздушном) холодильнике – конденсаторе позиция - 321, где проходит через сборник флегмы позиция – 322 для отделения флегмы и происходит поступление потребителю или в атмосферу. Для поддержания баланса (водного) флегма из сепаратора позиции - 361 поступает на всас

насосов позиция - 323 и происходит возвращение в схему. Часть флегмы насосом позиция - 323 А, Б подается на так называемые (колпачковые) тарелки в верхнюю часть регенераторов и поступает в сепаратор позиция - 322 для улавливания паров раствора - МДЭА из CO_2 , а также для уплотнения сальников насосов позиции – 314, 315, 316, 317. Поступаемая в так называемую (дренажную) ёмкость позиция – 333 (1) уплотняющаяся жидкость с данных насосов и с помощью погружным насосом позиция – 334 преодолевает возвышение в систему для поддержки вод. баланса. При работе насосов в первоначальный период, при стадии снятия газа с очистки была сделана перемычка с диаметром ДУ 50 с нагнетания насосов позиция - 334 на всас насосов позиция – 323, то есть эта технология имеет название возврат протечек в сепаратор позиция - 322 для исключения разбавления раствора пит. водой. Автоматическая остановка происходит при понижении уровня в дренажной емкости позиции 334 (1) до минимума 20% по позиции - 316 LIAS. Другая часть конденсата подается так называемым поршневым насосом позиции - 324 А, Б на верхнюю часть абсорбера, на колпачковые тарелки для улавливания раствора - МДЭА из очищенного газа. На выдаче конденсата (флегмы) из сборника позиция - 322 установлен регулятор уровня позиция - 305 LIRCA [7,8,31,32,33,34].

для достижения цели по очистке рабочего раствора - МДЭА от всяких разных продуктов разложения, окисления и так далее, которые коррозию и эрозию аппаратуры, установлено дополнительное оборудование, а именно: шесть фильтров (четыре механических и два угольных). Два механических фильтра, которые расположены перед так называемыми угольными фильтрами, широко предназначены для улавливания частиц более 11 микр., а два механических фильтра после угольных фильтров улавливает частицы более 6 микр. Для очистки от продуктов разложения данный раствор - МДЭА из позиции - 325 поступает на всас насоса позиция – 363 и далее в один из выше перечисленных механических фильтров, где производится очистка от механических примесей. Перепад на механических фильтрах позиции -

Ф1(1,2) не может быть более 0,7 МПа, и измерение происходит позицией - 204 Pdi (1,2), так называемым перепадометром. Далее раствор - МДЭА поступает на угольные фильтры, где очищается от продуктов разложения с расходом на каждый из фильтров не более 54 м³/час. Замер расхода происходит на приборах позиция - 310 Fi (1,2). Перепад на угольных фильтрах позиция Ф2 (1,2) измеряется приборами позиция - 206 Pdi (1,2), который не может быть более 1,6 МПа. Очищенный от разложения продуктов раствор - МДЭА после угольных фильтров попадает в механические позиция Ф1 (3,4), где проходит очищение от угольной пыли. Перепад на фильтрах измеряется перепадметрами позиция - 205 Pdi (1,2) и должен быть не более 0,6 МПа. Раствор -МДЭА, пройдя полную очистку от примесей и продуктов разложения, поступает под так называемое зеркало жидкости в емкость позиции - 325. В ходе технологии очищения раствора - МДЭА необходимо следить за механическими фильтрами, за перепадами, отключая их для чистки самих фильтров. Во время обслуживания фильтров необходимо произвести включение резерва по фильтрам [7,12,25,32,35].

Все ёмкости с раствором - МДЭА расположены под буферным азотом с предельным давлением 0,04 МПа, который поступает из сети азота 99,97% об. после регулятора позиция - 303 PIC. Буферный азот предохраняет данный раствор - МДЭА от окисления, при котором контактирует с воздухом кислорода [7,32].

После очистки газ содержит 0,69% об. окиси углерода и до 280 млн. долей двуокиси углерода, которые являются ядами синтеза аммиака для катализатора. Каталитическое гидрирование – вот путь очистки газа от двуокиси и окиси углерода до метана при объемной скорости 4354 час на никелевом катализаторе [7,10,16,24].

В результате происходит лучшая тонкая очистка газа по реакциям:

$\text{CO} + 3\text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} + 49,29 \text{ Ккал/Моль } \text{CO}_2$ I $4\text{H}_2 = \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} + 39,46 \text{ Ккал/Моль}$ остаточное содержание примесей: CO не выше 12 млн. долей CO_2 не выше 7 млн. долей [24].

Большое выделение тепла происходит в метанаторе позиция – 501, при протекании реакции.

Для самого начала реакции требуется, подогрев газа до высокой температуры 290 - 330°C, поэтому перед входом в метанатор очищенный от CO₂ на стадии МДЭА - очистки газ проходит через два теплообменника последовательно, где происходит нагревание до начальной температуры реакции на метанирования.

Рассмотрим эти два теплообменника. В первом теплообменнике позиция – 119 нагревание газа осуществляется от 45°C до 105°C теплой парогазовой смеси, которая идет с абсорбционно - холодильной установки. Во втором теплообменнике позиция - 116, который расположен на установке конверсии CO, газ подогревается до 285 - 330°C смесью, которая идет после так называемого котла - утилизатора позиция - 115 и поступает в метанатор позиция - 501. Сама температура газа перед установкой метанатора поддерживается регулятором клапана позиция - 142 TIRCA, который установлен на байпасе холодного газа мимо теплообменника позиция - 116. При отличной работе, когда в газе, который идет на метанирование, содержание двуокиси и окиси углерода не превышает нормы до 0,68% об. CO и 350 млн. долей CO₂, в зоне реакции температура составляет 330 - 360°C, поскольку при превращении 0,9% CO в метан происходит повышение температуры на 55°C. Увеличение достаточной температуры в зоне метанатора составляет 79°C на 1% окиси углерода и 68°C на 1% двуокиси углерода [7,24,32].

Замеры температуры в установке метанаторе проходят в верхнем, среднем и нижнем секциях катализатора, которые выносятся все показания в ЦПУ на прибор с сигналом о максимальной температуре.

Существует защита метанатора, при высоком экзотермическом характере реакции метанирования, от повышенной температуры, которая сверх допустимая посредством блокировки позиции – 502, 503, 504 TRAhS на автоматическое закрытие заслонки позиция - 502 HCVA и задвижку с

электроприводом позиция - 501 HCVА на линии подачи газа. Если отсеч газ на метанаторе, то срабатывает блокировка, которая после подает сигнал на остановку компрессора азото водородной смеси позиция - 401. Предусмотрен сброс газа, который происходит на факел через клапан позиции - 501 PCV, который поддерживает данное давление. В ЦПУ подается сигнал о повышении давления более 29,4 ати. Из ЦПУ предусмотрена возможность управления заслонкой и электро задвижкой на входе газа. Положение электро задвижками и заслонками подается сигнал на ЦПУ [24,32].

Очищенная азотоводородная смесь из метанатора с температурой 390°C производит поступление в межтрубное пространство пит. вода на подогреватель позиция – 502, который находится под высоким давлением, где затем происходит охлаждение до температуры 130 – 140°C, и проходит межтрубное пространство подогревателя питательной воды (недеаэрированной) позиция – 503, где температура охлаждения составляет примерно 58 – 67°C.

Конечное охлаждение азото водородной смеси достигает до температуры 44 – 49°C и конденсация водяных паров, которые образовались в результате метанирования, где происходит в аппарате воздушного охлаждения позиция - 504, который оснащен автоматическим устройством, где поддерживается постоянная температура газа на выходе из аппарата позиция - 519 TIRCAI. Для того, чтобы снизить температуру в летнее время воздуха, предусмотрен в аппарате впрыск воды. Замер температуры газа после аппарата, где происходит впрыск воды выносится в ЦПУ с сигналом мин. 40°C на прибор позиция - 519 TIRCAI [7,8].

Далее после отделения конденсата в так называемом влаго отделителе позиция – 505 направление газа не меняется, а поступает на всас первой ступени центробежного компрессора азото водородной смеси позиция - 401. Очищенный газ на стадии метанирования анализируется при помощи приборов позиции – 501, 502 AnRAh, с дальнейшим проступанием сигнала в ЦПУ о достижении макс. CO и CO₂. Поддержание давления перед

компрессором газа осуществляется при помощи регулятора давления позиция – 502. При повышенном давлении более чем 28,9 ати подается сигнал в ЦПУ [24,36,37,38].

Конденсат, который газовый из влаго отделителя позиция – 505 подается в аппарат позиция – 150 через автоматический регулятор уровня позиция - 501 LIRCAS. При максимуме и минимуме уровни во влаг отделителе подается сигнал на ЦПУ. При сверх максимуме уровне происходит срабатывание блокировки на отключение компрессора позиция - 401 [37].

Тепло метанирования используется в установке позиция - 502 для разогрева деаэрированной пит. воды от 108 – 110°C до 285 – 305°C. Пит. вода подается в трубное пространство так называемого подогревателя позиция - 502 из деаэрации насосами позиция - 128 под давлением 147 ати, а после разогрева направляется прямо в паросборник позиция - 109 для получения пара, у которого давление должно быть не менее 100 – 105 ати. Количество пит. воды, которая подается в подогреватель позиция - 502, дистанционно регулируется клапаном позиция – 503 HCVI из ЦПУ. Далее происходит показания температур пит. воды, которая входит в подогреватель позиция – 502, которые выносятся на ЦПУ прибором позиция – 515 TrАН с сигналом [7, 8,37,38].

После ознакомления с технологическим процессом отделения очистки от CO₂ раствором МДЭА, а именно инструкция АМ 14 часть 3 отделение очистки от CO₂ раствором МДЭА агрегата аммиака АМ 76 можно сделать выводы: недостатки в связи с большой загроможденностью отделения требуется огромная энерго затратность, слишком большое количество установок и позиций, нет мер предосторожностей от излишка выхлопов газов и растворов, большой расход сырья.

1.4. Существующий регенератор - рекуператор

Далее после технологического процесса рассмотрим описание устройство и схему существующего на данном предприятии регенератора - рекуператора.

Подогрев воздуха осуществляется при помощи рекуператоров или регенераторов. Рекуператоры более компактны, дешевле и эффективнее регенераторов, легче в обслуживании. Металлические рекуператоры применяют для подогрева воздуха до 355—407°C, рекуператоры из жаропрочных сплавов — для подогрева воздуха до 700°C. При более высоких температурах подогрева применяют керамические рекуператоры, обладающие меньшей газоплотностью [7,8,28].

Тепловая энергия химической реакции в агрегате синтеза рекуперируется вне зоны катализа на выходе горячего конвертированного газа с температурой 320—330°C из колонны синтеза. Горячий газ отдает в подогревателе 39 часть своей тепловой энергии питательной воде высокого давления. Для охлаждения газовых и жидкостных потоков применяются холодильники с воздушным охлаждением. Для очистки газа от диоксида углерода монодиэтаноломином (раствора - МДЭА) служит регенератор – рекуператор [28].

В регенераторе - рекуператоре получается диоксид углерода высокой чистоты, пригодный для производства карбамида. Это достигается отдувкой горючих газов из раствора - МДЭА на верхних тарелках регенератора и дало возможность отказаться от строительства цеха каталитического выжигания горючих из диоксида углерода [28,41].

Применение котлов-утилизаторов, регенераторов (рекуператоров) и т.д. дает возможность снизить потери тепла с уходящими газами, однако создание этих устройств требует дополнительных капиталовложений, затрат дефицитных огнеупоров. Вместе с тем, есть более экономичный способ снижения потерь с уходящими газами [7,28].

Теплообменники часто классифицируют в соответствии с их назначением основные типы имеют специальные названия — паровые котлы, парогенераторы, конденсаторы, излучатели, испарители, градирни, регенераторы, рекуператоры, нагреватели и холодильники. Особые требования, диктуемые конкретными условиями применения, привели к разработке множества типов [8,33].

Второй поток через переливные устройства внутри регенератора-рекуператора поступает в нижнюю часть для более глубокой регенерации до содержания CO_2 0,12 моль/моль МДЭА. Тонко регенерированный раствор при температуре 129-140°C из нижней части регенератора-рекуператора подается во встроенные теплообменные элементы, где охлаждается до 62-70°C. Дальнейшее охлаждение раствора осуществляется в воздушном и водяном холодильниках [6,18].

Конструкция регенератора-рекуператора предусматривает возможность получения чистого диоксида углерода [7,28].

Грязная фракция CO_2 , содержащая до 11% горючих, промывается в верхней части регенератора-рекуператора на колпачковых тарелках флегмой, затем охлаждается в холодильнике до 40°C и, пройдя сепаратор, выбрасывается в атмосферу [7,8,40].

Расход тепла в схеме с регенератором-рекуператором составляет 4,18 МДж/м³ CO₂, а в схеме с регенератором и выносными теплообменниками - 5,39 МДж/м³ CO₂. Снижение расхода тепла в схеме с регенератором-рекуператором объясняется меньшей температурой парогазовой смеси и более полной рекуперацией тепла регенерированного раствора во встроенных теплообменниках [28].

Схема и устройство регенератора – рекуператора представлена на рисунке 1.

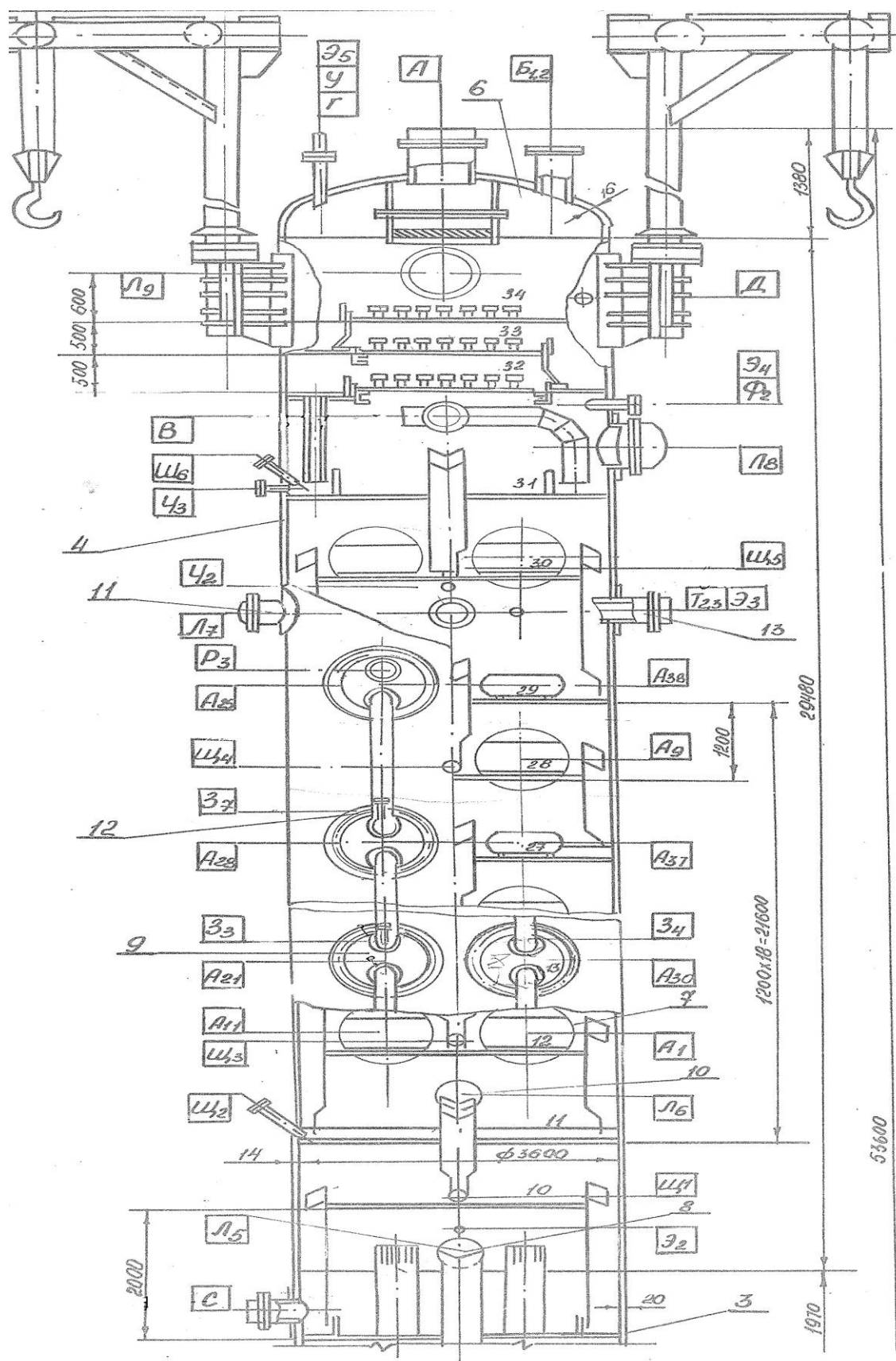


Рисунок 1- Схема регенератора – рекуператора нижняя секция

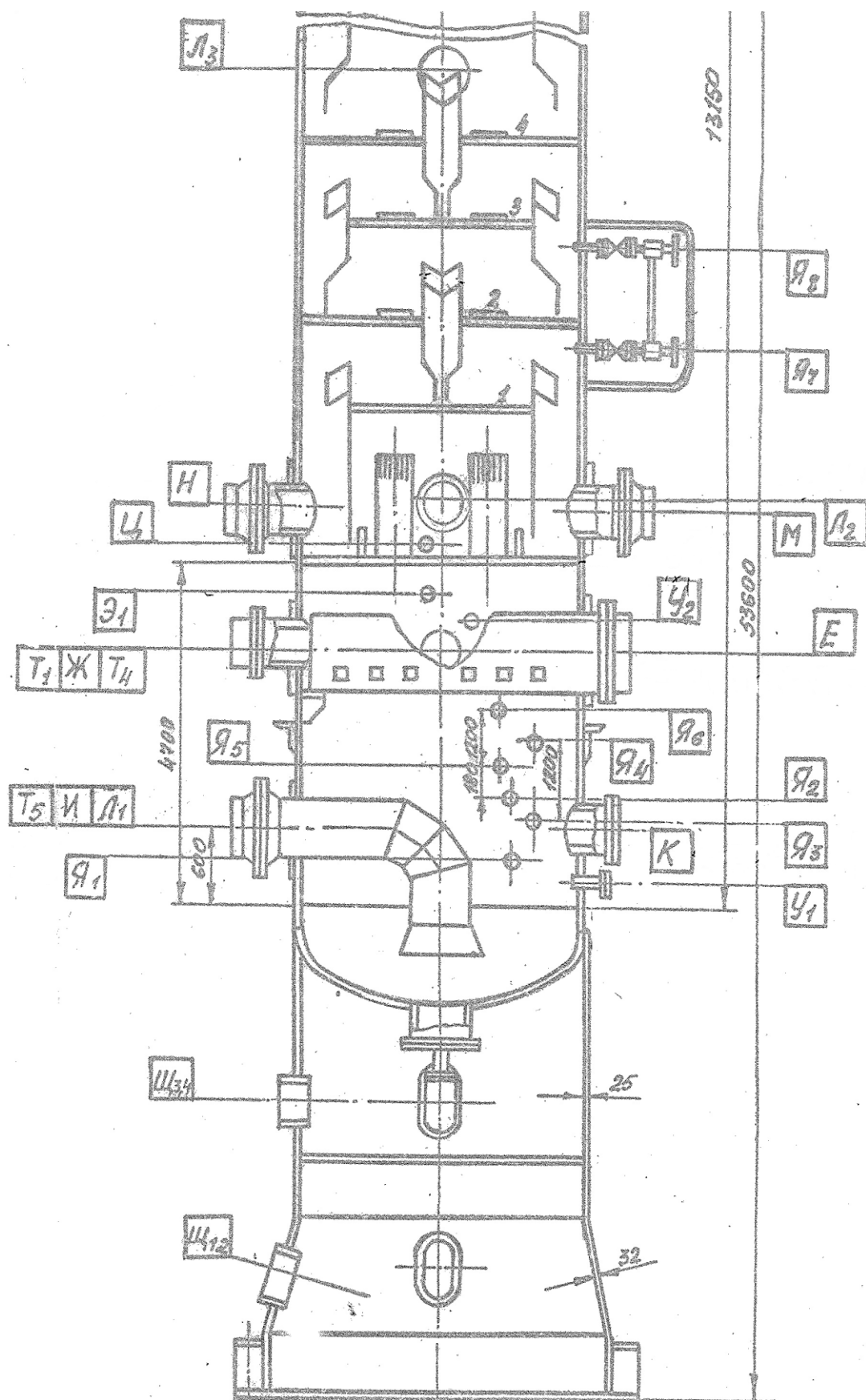


Рисунок 2 - Схема регенератора – рекуператора верхняя секция

Существующая конструкция регенератора - рекуператора на ОАО «Тольяттиазот» не эффективна для увлечения мощности отделения очистки от CO_2 , так как с такими габаритами невозможно увеличить производительность глубоко регенерированного раствора, слишком много люков и штуцеров, как описано в таблице 6, что делает конструкцию более опасной для окружающей среды, и всех рабочих на агрегатах АМ 76.

Конструкция регенератора - рекуператора предусматривает возможность получения чистого диоксида углерода, содержащего не более 0,02% (об.) горючих примесей, необходимого для производства карбамида. Чистая фракция CO_2 , составляющая свыше 75% общего количества CO_2 рисунок 1, рисунок 2, рисунок 3 [7,8,28,33].

Таблица 2 - Технические характеристики регенератора – рекуператора

Тип колонны	Тарельчатая	
Тип тарелок	ТСК - Р	Специальные
Количество тарелок	3	31

Таблица 3 - Технические характеристики регенератора - рекуператора

Параметры	Аппарат	Теплообменник
Объем, м^3	450	30
Давление рабочее кгс/см^2 (МПа) расчеты	3 (0,3), 3 (0,3)	12 (1,2), 12 (1,2)
Среда	Парогазовая смесь H_2O + CO_2 25%, водный раствор МЭА, 9% H_2 , CO_2 , взрывоопасная, пожароопасная, токсичная.	25% водный раствор МЭА, не вп, не по, токсичная, вызывает Мкк
Температура рабочая расчетная стенка	Вход 54 (337), выход 150 – 115 (423 – 388), 150 (423)	Вход 150 – П5 (425 – 449), выход 70 (343), 150 (423)
Минимальная	минус 20 (253)	минус 20 (253)

дополнительный температура стенки $^{\circ}\text{C}$ ($^{\circ}\text{K}$)		
Поверхность теплообмена, м^2	-	3200

Таблица 4 - Технические характеристики регенератора – рекуператора [7], [8]

Грузоподъемность краноукосины, кг	3000
Масса аппарата, кг	700000
Габаритные размеры, мм	3980x6430x53600

Таблица 5 - Характеристика марок стали оборудования [7], [28]

№, п/п	Наименование	Количество	Материал	Примечание
1	Конус 3000/3600x20	11	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
2	Обечайка 3000x20	1	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
3	Обечайка 3600x20	1	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
4	Обечайка 3600x14	1	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
5	Днище 3000x20	1	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
6	Днище 3600x16	1	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
7	Штуцер Ду = 1100	38	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
8	Люк Ду = 500	5	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
9	Теплообменник	38	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
10	Люк Ду = 600 Ру 10	3	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
11	Люк Ду = 400 Ру 16	76	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
12	Штуцер	76	12X18H10T	ГОСТ 7350-77
13	Штуцер	5	09Г2С	ГОСТ 5520-69

Таблица 6 - Штуцера и люки регенератора – рекуператора [7], [28]

Обозначения	Наименование	Код	Ду, мм	Р _у	
				кнс/ см ²	МПа
А	Выход ПГС	1	700	10	1,0
Б _{1,2}	К предохранительному клапану	2	300	16	1,6
В	Вход насыщенного раствора	1	500	25	2,5
Г	Воздушник	1	50	16	1,6
Д	Вход флегмы	1	80	16	1,6
Е	Вход ПГС из газового кипятильника	1	700	16	1,6
Ж	Вход ПГС из парового кипятильника	1	500	25	2,5
З ₁₋₈	Для ртутного 2 термометра	8	32	25	2,5
И	Выход раствора 2 потока	1	500	40	4,0
К	Вход раствора из газового кипятильника	1	500	25	2,5
Л _{1,2,3,4,5}	Люк	5	500	10	1,0
Л _{6,8,9}	Люк	3	600	10	1,0
Л ₇	Люк	1	400	16	1,6
М	Выход раствора в газовом кипятильнике	1	600	25	2,5
Н	Выход раствора в паровом кипятильнике	1	600	25	2,5
П _{1,2}	Вход горячего раствора 2 потока	2	250	25	2,5
П _{3,4}	Вход горячего раствора 1 потока	2	250	40	4,0
Р _{1,2}	Выход охлажденного раствора 2 потока	2	250	25	2,5
Р _{3,4}	Выход охлажденного раствора 1 потока	2	250	25	2,5
С	Выход раствора 1 потока	1	500	25	2,5
Т ₁	Вход ПГС из смолывыделителя	1	400	25	2,5
Т _{2,3}	Выход чистой фракции	2	400	16	1,6
Т ₄	Уравнительный штуцер по газу	1	400	40	4,0
Т ₅	Уравнительный штуцер по раствору	1	400	40	4,0
У	Для манометра	1	20	25	2,5
У _{1,2}	Для датчика регулятора уровня	2	20	25	2,5
Ф _{1,2}	Для термометра сопротивление	2	32	25	2,5

Ц	Выход раствора в смолыделитель	1	150	16	1,6
Ц ₁₋₃	Для отбора анализа	3	25	25	2,5
Щ ₁₋₄	Лаз в опоре	4	500x800	-	-
Щ ₁₋₆	Для ртутного термометра	6	32	25	2,5
Ю	Дренаж	1	300x100	16	1,6
Я ₁₋₆	К указателю уровня	8	20	25	2,5
А ₁₋₃₂	Для теплообменника	38	1100	16	1,6
Э _{1-к}	Для перепадамера	5	20	25	2,5
Г _{1,2}	Для монтажа	2	-	-	-
П ₅₋₇₂	Перелив	68	250	25	2,5

Данные таблицы, которые описывают все оборудование в регенераторе - рекуператоре не соответствует нормам для увеличения мощности.

ГЛАВА 2. РАЗРАБОТКА МЕРОПРИЯТИЙ ПО УЛУЧШЕНИЮ РЕГЕНЕРАЦИИ РАСТВОРА В РЕКУПЕРАТОРЕ

2.1 Реконструкция регенератора – рекуператора

При рассмотрении конструкции, и работы регенератора - рекуператора, можно сделать вывод, что аппарат слишком громоздкий, требующий большие энерго и ресурсные затраты.

Для увеличения мощности отделения очистки от CO_2 необходимо спланировать, с моделировать реконструкцию нижней части регенератора - рекуператора [43,44].

Рассмотрим существующий чертеж регенератора - рекуператора нижнего отсека [7,8].

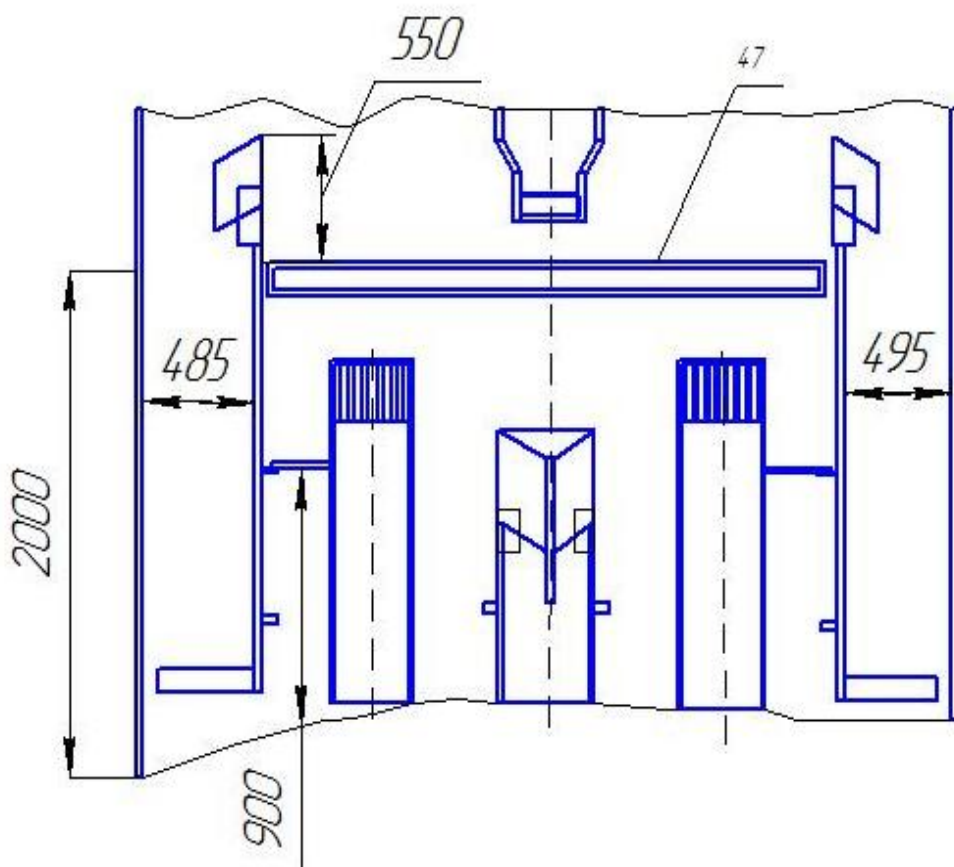


Рисунок 4 - Чертеж регенератора - рекуператора

Мои предложения бакалаврской работы: заменяем глухую тарелку на ситчатую. Эта замена предаст увеличение мощности очистки от CO_2 раствора на 15 %, которые выражаются далее в моих расчетах [44,45,46].

Предложенные мной схемы - чертежи регенератора - рекуператора.

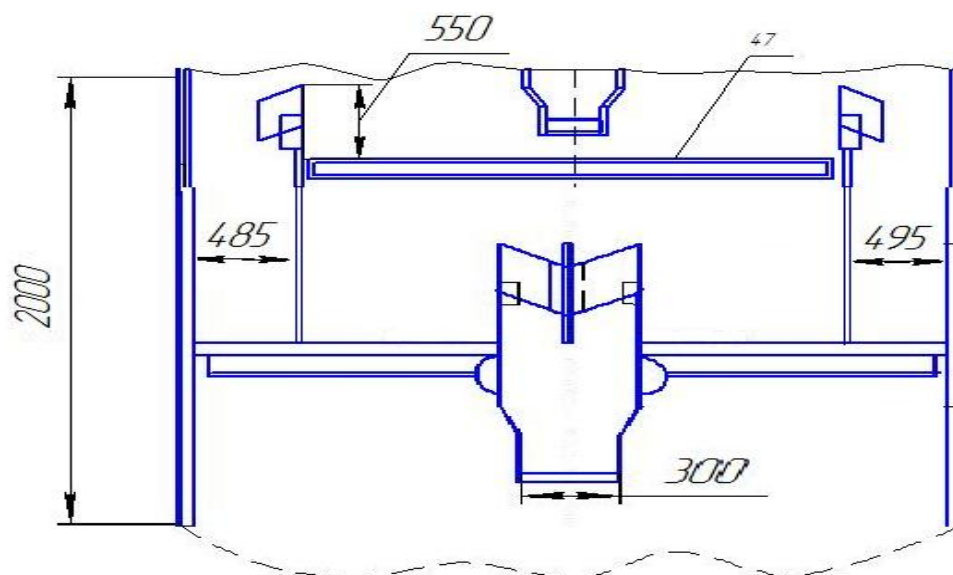


Рисунок 5 - Предложенный чертеж реконструкции регенератора - рекуператора.

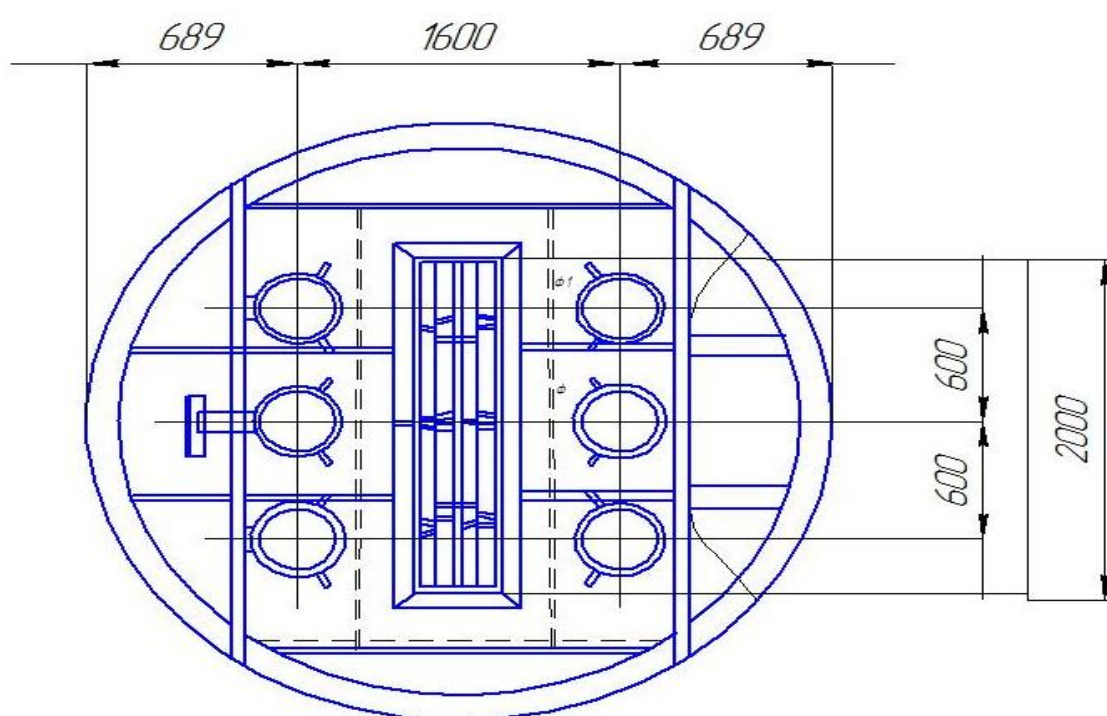


Рисунок 6 - Чертеж вид сверху - в разрезе [44]

Рассмотрим чертеж ситчатой тарелки, которую предлагаю заменить.

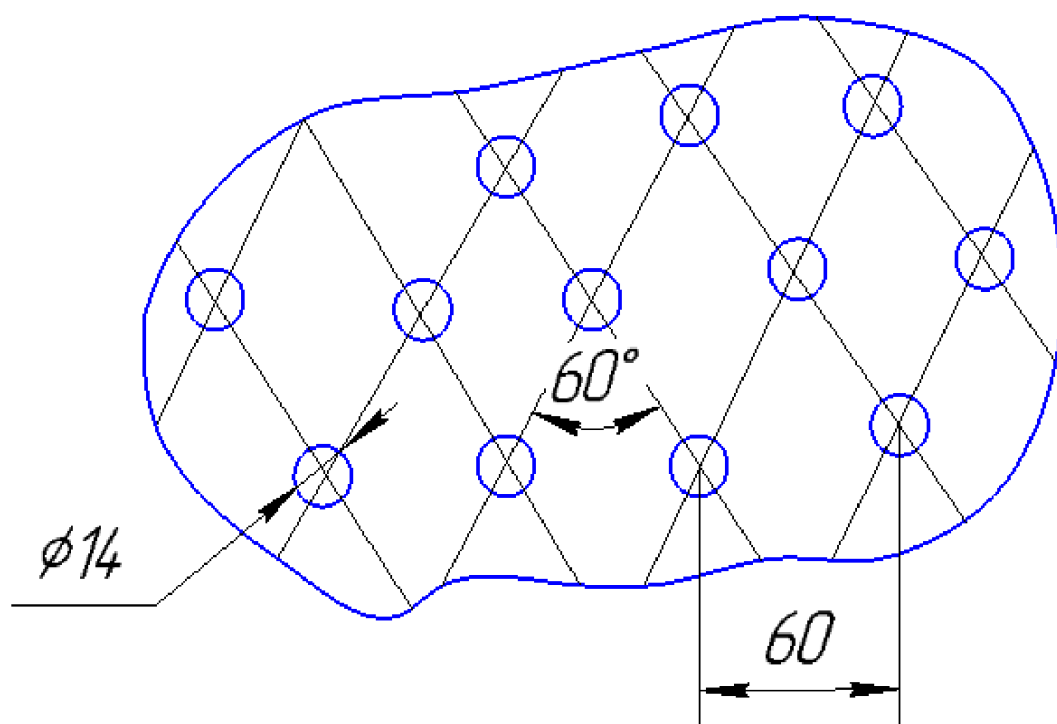


Рисунок 7 - Предложенный чертеж сетчатой тарелки

При замене глухой тарелки на ситчатую, произойдет более высокая производительность раствора, снижение энерго затрат, упрощение самого аппарата и стремление доведения его до глубоко регенерированного. Данная замена тарелки потребует не большое время демонтажа глухой тарелки, и монтажа по данным размерам ситчатой, при помощи электрогазосварки [44,46,47].

Изучим данную тарелку. Ситчатая тарелка представляет собой плоский перфорированный лист с переливными устройствами для жидкости. Перфорацию выполняют в виде круглых отверстий диаметром $d_0=2\dots 8$ мм и более и шагом $t_1=(3\dots 5) d_0$. Отверстия располагают в вершинах равностороннего треугольника. Свободное сечение тарелки в зависимости от производительности колонны по пару составляет от 2 до 18%. Для слива жидкости и регулирования ее уровня тарелка снабжена переливными устройствами с регулируемой сливной планкой и гидравлическим затвором [47].

При нагрузке по выдаче аммиака 1700 тонн в сутки вход газа в цех (нагрузка по газу) 50000 норм. м³/час. Выдача CO₂ составляет 28000 норм. м³/час., вход 145 тонн пара в час. Общее количество 67000 норма. м³/час. На 1 поток и на 2 поток приходится 600000 м³/час. На выходе из регенераторов - рекуператоров по 600000 м³/час [47,48].

Приведем расчеты регенератора - рекуператора при установленной ситчатой тарелки [49,50].

Расчет регенератора - рекуператора.

1. Переведем в мольные доли концентрацию [51].

Для этого используем формулу (3.1):

$$n_6 = \frac{\frac{x_6}{M_6}}{\frac{x_6}{M_6} + \frac{x_H}{M_H}} \quad , (3.1)$$

где x_6 , x_H – компонент нижней и верхней части рекуператора;

Рассчитаем мольную долю в абсорбере по формуле:

$$x_A = \frac{\frac{63}{258,724}}{\frac{50}{258,764} + \frac{30}{211,4424}} = 0,75 \text{ моль/доли.}$$

Рассчитаем мольную долю в исходной смеси по формуле:

$$x_F = \frac{\frac{4}{248,724}}{\frac{4}{258,724} + \frac{97}{211,4424}} = 0,02546 \text{ моль/доли}$$

Рассчитаем мольную долю в кубовом остатке по формуле:

$$x_W = \frac{\frac{0,1}{258,724}}{\frac{0,1}{258,724} + \frac{99,9}{211,4424}} = 0,0009 \text{ моль/доли.}$$

Рассчитаем материальный баланс, для этого примем обозначении расхода абсорбера через G_D кг/ч, кубового остатка G_W кг/ч [52,53,54,55].

Из уравнений материального баланса видно:

$$G_D + G_W = 62600 \text{ кг/ч} \quad , (3.2)$$

$$G_D * 0,36 + G_W * 0,0019 = 62500 * 0,0656 \text{ кг/ч}$$

Из полученной системы уравнений находим:

$$G_D = 2824,8 \text{ кг/ч}, G_W = 1458,6 \text{ кг/ч}.$$

По формуле (3.3) находим мольный расход (относительный) питания [55]:

$$F = \frac{X_A - X_W}{X_A - X_W} = \frac{0,66 - 0,0019}{0,0356 - 0,0019} = 26,19 \quad , (3.3)$$

По формуле (3.4) определяем минимум флегму (число):

$$R_{\min} = \frac{X_A - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,66 - 0,1}{0,1 - 0,0356} = 6,193 \quad , (3.4)$$

где y_F^* - это моль/доля раствора - МДЭА в паре [51].

Рассчитаем флегму, поределим её по формуле (3.5):

$$R = 1,5R + 0,7 = 1,5 * 6,193 * 0,5 = 8,93 \quad , (3.5)$$

Рассчитаем уравнение линий (рабочих) [55]:

Верхняя часть колонны:

$$y = \frac{R}{(R+1)x} + \frac{X_A}{(R+1)} = \frac{8,74}{(8,74+1)x} + \frac{0,96}{(8,74+1)} = 0,219x + 0,99$$

Нижняя часть колонны:

$$y = \frac{R+F}{(R+1)x} + \frac{F-1}{(R+1)X_W} = \frac{8,74+223,19}{(8,74+1)x} - \frac{223,19-1}{(8,74+1) \cdot 0,0019} = 3,61 - 0,012$$

3. Приступим к расчету гидравлики, то есть к гидравлическому расчету [49,50].

Рассчитаем сопротивление тарелок в нижней и верхней части аппарата по данному уравнению:

$$\Delta\rho = \Delta\rho_c + \Delta\rho_0 + \Delta\rho_n \quad , (3.6)$$

Верхняя часть колонны расчет:

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки в верхней части аппарата рассчитаем по формуле (3.7)

$$\Delta\rho_c = \frac{\xi \varpi_0^2 \rho_m}{2} = \frac{1,42 \cdot 3,85^2 \cdot 7,23}{2} = 95,64 \text{Па} \quad , (3.7)$$

Сопротивление, обусловленное поверхностным натяжением рассчитывается по формуле (3.8):

$$\Delta\rho_0 = \frac{4\sigma}{d_0} = \frac{4 \cdot 0,031}{0,025} = 5,9 \text{Па} \quad , (3.8)$$

где, $\sigma = 0,031$ - натяжение смеси при средней температуре; $d_0 = 0,025$ – относительный диаметр отверстий тарелок [51].

Рассчитаем сопротивление паро жидкостной части верхней секции аппарата:

$$\Delta\rho_n = 1,3 h_n \rho_{жс} g k \quad , (3.9)$$

Рассчитаем высоту паро жидкостного части верхней секции аппарата:

$$h_n = h_n + \Delta h \quad , (3.10)$$

Рассчитаем Δh верхней секции аппарата по формуле (3.11):

$$\Delta h = \left(\frac{V_{жс}}{1,25 \Pi k} \right)^{2/3} \quad , (3.11)$$

Рассчитаем расход жидкости в верхней секции аппарата по формуле (3.12):

$$V_{жс} = \frac{G_D R M_{cp}}{M_D \rho_{жс}} = \frac{24248 \cdot 8,64 \cdot 226,22}{2321231 \cdot 964 \cdot 36421} = 0,02169 \text{ м}^3/\text{с} \quad , (3.12)$$

Все наши значения берем подставляем в формулу (3.11):

$$\Delta h = \left(\frac{0,02169}{1,85 \cdot 5,277 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,032112 \text{ м}$$

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

Рассчитаем нижнюю секцию аппарата:

Найдем сопротивление сухой тарелки по формуле (3.7):

$$\Delta\rho_{сх} = \frac{1,412 \cdot 3,215^2 \cdot 6,52}{2} = 86,124 \text{Па}$$

Рассчитаем сопротивление в нижней секции по формуле (3.8):

$$\Delta\rho_0 = \frac{4 \cdot 0,4324 \sigma}{0,015} = 12,5 \text{Па}$$

Рассчитаем расход жидкости в нижней секции аппарата по формуле (3.13):

$$V_{\text{ж}} = \left(\frac{G_A R}{M_A} + \frac{G_F}{M_F} \right) \cdot \frac{M_{\text{ср}}}{\rho_{\text{ж}}} = \left(\frac{223134,8 \cdot 8,34}{2672,31} + \frac{14321,6}{282,29} \right) \cdot \frac{8511,91}{974 \cdot 3600} = 0,54129 \text{ м}^3/\text{с}, (3.13)$$

Все данные подставляем в формулу (3.11):

$$\Delta h = \left(\frac{0,54129}{1,85 \cdot 5,77 \cdot 0,5} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,3112 \text{ м}$$

Далее рассчитаем высоту паро жидкостного части нижней секции аппарата по формуле (3.10):

$$h_{\text{нж}} = 0,16 + 0,112 = 0,272 \text{ м}$$

Рассчитаем сопротивление паро жидкостного части нижней секции по формуле (3.9):

$$\Delta\rho_{\text{нж}} = 1,3 \cdot 0,122 \cdot 954 \cdot 9,11 \cdot 0,5 = 10424,8 \text{Па}$$

Суммируем все сопротивления в нижней секции аппарата по формуле (3.6) и получим общее сопротивление:

$$\Delta\rho = 83,434 + 6,4 + 10424,8 = 11214,21 \text{Па}$$

Проверим сами себя, соблюдаются ли правило при расстоянии между тарелками $h = 3,6 \text{ м}$ необходимое для норм. работы условие по формуле (3.14) [52]:

$$h > 1,8 \Delta\rho / (\rho_{\text{ж}} * g) \quad , (3.14)$$

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

$$3,6 > 1,8 \cdot \frac{12131,6}{94214 \cdot 9,81} = 0,22120 \text{ м.}$$

Следовательно, выше указанное условие нами соблюдается.

Проверим качество работы тарелок - рассчитаем минимум скорость пара в отверстиях по формуле (3.15), достаточную для того, чтобы ситчатая тарелка работала всем отверстиями [53]:

$$\varpi_{0,\min} = 0,67 \sqrt{\frac{g\rho_{ж}h_n}{\xi\rho_n}} = 0,67 \sqrt{\frac{9,87 \cdot 9214 \cdot 0,1422}{7,82 \cdot 6,52}} = 3,3242 \quad , (3.15)$$

Следовательно, тарелка будет работать всеми отверстиями.

2.2 Разработка и изменение схемы потоков выделения очистки от CO₂, регенерация раствора при получении аммиака.

Чтобы достичь поставленной цели увеличения мощности необходимо изменить схему потоков: соединить все четыре насоса позиция - 316 А, позиция - 316 Б, позиция - 317 А, позиция - 317 Б при помощи тройника, для большего выделения очистки от CO₂ регенерации раствора [7,8].

Предлагаемая схема в изометрии:

Таблица 7 - Наименования составляющих деталей в схеме изометрии [7]

№	Наименование	Размер	Количество
---	--------------	--------	------------

п/п			
1	Задвижка 3КЛ2	Ду 600	4 шт.
2	Грязевик	600	4 шт.
3	Переходник	600х400	4 шт.
4	Переходник	500х600	2 шт.

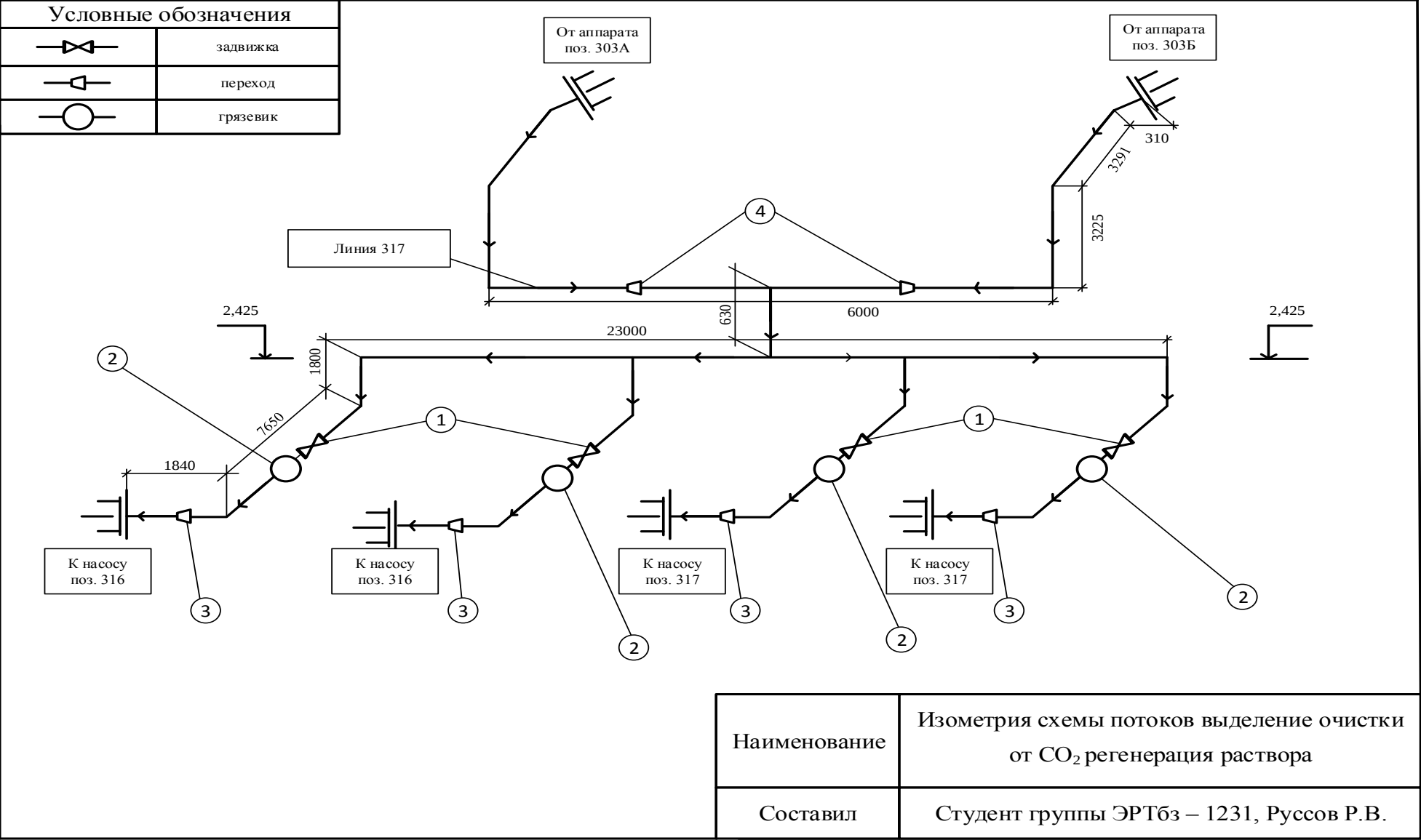


Рисунок 8 - Схема потоков

Расшифровка позиций: поз. 303 А, Б - регенератор - рекуператор; поз. 316 центробежный насос для подачи раствора МДЭА 2-го потока на регенераторы - рекуператоры; поз. 317 центробежный насос для подачи раствора МДЭА 1-го потока на регенераторы - рекуператоры; 1 - задвижка ЗКЛ2 Ду 600; 2 - грязевик Ду 600; 3 - переход 600*400; 4 - переход 500*600.

При соединении всех четырех насосов будет происходить экономичность энергопотребления, уменьшение загроможденности всего отделения очистки от CO_2 , эффективность выдаваемого продукта, увеличение мощности отделения очистки от CO_2 , выход глубоко регенерированного раствора.

Согласно расчету материального баланса увеличение мощности очистки от CO_2 , при связывании всех четырех насосов в один коллектор произойдет на 8,7 % от нынешнего состояния рекуперации. Увеличиться качество выхода раствора, то есть по гидравлическому расчету мы имеем большой коэффициент в 38 %, что выход раствора будет глубоко регенерированный.

Данная реконструкция регенератора - рекуператора и изменение схемы потоков предаст стремление к примерному увеличению мощности производительности аммиака в 1800 тонн в сутки, защита окружающей среды от выхлопов, протечек и так далее улучшиться в полтора раза, за счет упрощения схемы потоков, и за счет энерго сбережения. при реконструкции рекуператора.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной работе была представлена модернизация процесса очистки от CO_2 , по части реконструкция регенератора - рекуператора с целью изменения потоков и получения глубоко регенерированного раствора.

Проведены и представлены:

1) Анализ существующих способов очистки от CO_2 , оптимизированы все параметры проведения данного процесса.

2) Исследование технологического процесса и модернизация отделения очистки от CO_2 ОАО «ТОЛЬЯТТИАЗОТ».

3) Технологические и гидравлические расчеты вспомогательного оборудования для определения параметров оборудования и основных размеров, подтверждающие работоспособность и надежность конструкции.

Проведенные исследования и расчеты позволяют сделать вывод об возможности проведения модернизации и эффективности качества выхода раствора, при расчетах материального баланса и гидравлических расчетов рекуператора на 38 %, уменьшится сопротивление нижней части колонны на 9,5 %, значительно уменьшиться расход данного сырья для очистки раствора на 13,2%.

Данная реконструкция регенератора - рекуператора улучшит энерго сберегаемость, защита окружающей среды от вредных воздействий улучшится в значительное количество на 1,5%, какая была до реконструкции.

Данная тема бакалаврской работы актуальна, как показывают цифры из расчетов реконструкция регенератора - рекуператора и изменение схемы потоков очистки от CO_2 необходима, для увеличения мощности самого отделения очистки и для стремления добиться выработки на агрегатах АМ 76 1750 - 1800 тонн в сутки производства аммиака.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Driankov, D. Palm, R. Advances in Fuzzy Control / D. Driankov, R. Palm//Physica - Verlag. Heidelberg. Germany - 1992. P. 143 - 157.
2. Graaf G. H., Stamhuis E. J., Beenackersz A. A. Kinetics of low - pressure ammiak synthesis / Chemical Engineering Science. 1993. Vol. 43. no. 14. pp. 3185 - 3207.
3. Seraya, O. V., Domin, D. A. Linear regression analysis of a small sample of fuzzy input data (2015) Journal of Automation and Information Sciences, 46 (9), pp. 28-53.
4. Аванесова, Г.А. Химическая деятельность: Историческая и современная химия и технологии очистки: учебное пособие / Г.А. Аванесова. М.: ИД Академия 2014. 389 с.
5. Азар, В.И., Туманов, С.Ю. Работа оборудования регенератора - рекуператора / В.И. Азар, С. Ю. Туманов. М.: Химия, 2005. 412 с. 19с.
6. Аистов О.В. Химическое сопротивление при очистке газов: Учебное пособие для вузов. - М.: ИНФРА-М, 2008.
7. Амблер, Т. Основы работы тарелок/ Т. Амблер. М.: ОТС, 2006. 522 с.
8. Багиев, Г.Л., Тарасевич В.М., Анн Х. Конструкция ситчатых тарелок: учебник для вузов / Г.Л. Багиев, В. М. Тарасевич, Х. Анн. М.: Аппараты химической технологии, 2008. - 703 с.
9. Басовский, Л.Е. Очистка от CO_2 Раствором МДЭА. Учебник. - М.: ИНФРА-М, 2011.
10. Басовский, Л.Е., Протасьев В.Б. Технология конструкционных материалов: Учебник для ВУЗов. М.: ТолПИ, 2002. - 140с.
11. Басовский, Л.Е., Протасьева В.Б. Управление энерго и ресурсосбережением: Учебник для ВУЗов. М.: ИЭИ, 2006. 243 с.
12. Боков, В.А., Гаяев В.И. Проблема «очистки»// 2013. № 8. С. 49-51.
13. В.Г. Рыжков, Л. А. Барышев, Р. Я. Усманов, П. Л. Костров. Инструкция АМ 14, часть 3 очистки газа от CO_2 раствора МДЭА агрегата аммиака АМ - 76 - Тольятти 2007 г.

14. Ведерникова М.И., Таланкин В.С., Панова Т.М. / Общие требования к выполнению и оформлению курсовых работ и дипломных проектов (работ) ч.1 и 11, 2002 г., 106с.

15. Вершинин В.И., Перцев Н.В. Планирование и обработка результатов химического эксперимента. - Омск: ОмГУ, 2008. 214 с.

16. Гидравлические и технологические расчеты колонн: учеб. пособие. Под общей редакцией профессора А.М. Николаева. 1969 - 260 с.

17. Гринберг Я. И. Проектирование химических производств / Я.И. Гринберг. М.: Химия, 1970. - 83с.

18. Грошева Л.П. / Теоретические основы химической технологии. Методическое пособие. Новгородский государственный университет, 2007.

19. Кобринец, В.П. Автоматика, автоматизация и автоматизированные системы управления технологическими процессами: учеб. метод. пособие / В.П. Кобринцев, В.Д. Лебедев, В.Я. Максимов. - Минск, БГТУ, 2007. - 83с

20. Коган В.Б. Равновесие между дикостью и парами / В.Б. Коган, В.М. Фридман, В.В. Кафаров - М.: Наука, 1969. - 646 с.

21. Котлер, Ф. Основы работы колонн. М.: Машиностроение, 2002
Лауреаты Нобелевской премии: Энциклопедия. Пер. с англ.— М.: Прогресс, 1992 150 с.

22. Методы очистки конвертированной газа: Учебник. Под ред. С.Д. Ильенковой. 2-е изд., переработанное и дополненное. - М.: ЮНИТИ-ДАНА, 2009.

23. Мишин, В.М. Очистка от CO₂ с ПЗ: Учебник. - 2-е изд., переработанное и дополненное. - М.: ИД Альянс, 20013.

24. Об альтернативном способе очистки конвертированного газа / Rawls Rereecal // Chem. and Eng. News. - 2000. - № 19. - С 23-41.

25. Образовательный портал [электронный ресурс] / Замена раствора МЭА на раствора - МДЭА, как способ снижения энерго затрат производства аммиака. Режим доступа <http://chenetics.naod.ru/mea.htm> свободный. (Дата обращения 20.04.2017)

26. Образовательный портал [электронный ресурс] / Основные стадии очистки газа от окиси и диоксида углерода. Режим доступа <http://alls.net/c42/3mz/> свободный. (Дата обращения 16.04.2017)

27. Образовательный портал [электронный ресурс] / Производство жидкого аммиака и аммиачной воды. Режим доступа <http://prolace.ru/himia-i-proizdstvo-plasss-staty/proivotvo-ammiaka-1471.htm> свободный. (Дата обращения 17.04.2017)

28. Общая химическая технология: Материальный баланс химико - технологического процесса: учеб. пособие для вузов / И. М. Кузнецова, Х. Э. Харлампи, Н.Н. Батыршин. - Гриф УМО. - Москва: Логос, 2010. - 263с

29. Общая химия: учебник / Под ред. Ильенковой С.Д. М., 2007. 532 с.

30. Определение химического оборудования в коррозии: справочник / И.Я. Клинов. - Москва : Машиностроение, 2005. - 576 с.

31. Орлов В.П. / Процессы в химической технологии. Справочные материалы. Учебное издание. Ленинград: УГЛТУ, 2007. - 121с.

32. Основные процессы и аппараты химической технологии Учебн.пособие / Ю. И. Датнерский. - М.: Химия, 1983. - 546 с.

33. Основы расчетов химической аппаратуры и аппаратов / А.А. Лащенский, А.Р. Тольчинский, справ. Москва, Екатеринбург 1973.

34. Постоянный технологический регламент ОАО» Тольяттиазот», технология очистки от CO₂ агрегатов производства аммиака АМ76.

35. Примеры и задачи по химической технологии: учеб. пособие для вузов / В. И. Игнатенкова, В. С. Бескова. - Гриф МО. - Москва : ИКЦ «Академкнига», 2015. - 155 с.

36. Производство аммиака/Под ред. В.П. Семенова М.: Химия, 1985.

37. Промышленная и технологическая очистка газов / В. Стураус; пер. с англ. Ю. Я. Косого. - Москва : Химия, 1991. - 645 с.

38. Процесс очистки от CO₂, методы очищения: пат. 608640 США, МКП7 С 01 С1/04. /Whitney John P., Rao Ashok D. - №09/200150; заявл. 25.11.1998; опубл. 14.06. 2001.

39. Радвель А. А. Справочник химических и термостатных величин / Радвель А. А. Пономарева А.М., Спб.:, 2009, - 240с.

40. Сайт Студопедия [электронный ресурс] / Сырье для производства аммиака. Синтез из аммиака азотводородной смеси (АВС). Режим доступа http://studopedia.ru/3_191337_sire-dlya-proizvodstva-ammiaka-sintez-ammiaka-iz-azotvodorodnoy-smesi-avs.html, свободный. (Дата обращения 16.04.2017)

41. Семенова, Т.А. Аксенов А.В. Технология очистки газов / Семенова Т.А., Лейтес И.ЛМ.:, Химия 1997, - 441с.

42. Сосуды и аппараты стальные сварные. Общие технические условия ГОСТ 26-291-87.

43. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. ГОСТ 14249-80.

44. Справочник азотчик: Химические свойства газов. Производство технологического газа. Очистка технологического газа. 2-е изд., переработка/Под редакцией Е.Я. Мельникова, М.: Химия 2011, - 532 с.

45. Справочник химика [электронный ресурс] / Основы о регенераторе - рекуператоре. Режим доступа <http://ch21.info/info/845376/> свободный (Дата обращения 12.04.2017).

46. Стрельцов, М.М. Химическая и нефтехимическая промышленность / М.М. Стрельцов М.: «Химия», - 1988, №8.

47. Сычева В.В. Лапонь А. С. Основные свойства термодинамики азота/ В.В. Сычев. - М., Издательство стандартов, 1987. -382 с.

48. Тавер, Е. Введение технологий в химии// Стройка, №19, 2008.

49. Теоретические основы синтеза аммиака. Под общей редакцией профессора А. М. Николаева. 2008. -243 с.

50. Тепло - массообмен в химических установках аппаратах: №3 /[ред. кол.: Л.А. Бродкин (отв. ред.) и др.]. - Иваново : ИЭИ, 2008. - 188с.

51. Тепман, Л.Н. Основы недостатков МЭА: Учебное пособие. Под ред. проф. В.А. Швандара. - М.: ИД Альянс, 2009

52. Химическая технология. Уч. пос./ Под общ. ред. С.А. Степаненко. СПб.: Изд-во СПбГЭТУ «ЛЭТИ», 2003, 200 с.

53. Чебуннина Е.И., Баладаев Н. С. / Химическая технология. Часть 1. Сибирский Государственный Технологический Университет, 2008 год.

54. Шелдон Р.А. / Химические растворы на основе очистки. М.: 1987. 25с.

55. Щербин Л.А. Будкуте И.А. Рогов Е.А. (сост.) / Лабораторный практикум по курсу химическая технология. Могилев: 2006. - 39 с.

56. Юкельсон И.И., / Технология основного принципа очистки

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 8 - Характеристика основного технологического оборудования

Очистка МДЭА-раствором				
№ поз. по 1 схеме 1	Наименование оборудования	Количество	Материал, способы защиты	Техническая характеристика
1	2	3	4	5
306 А, Б	Кипятильник газовый (чертеж общ. Вида N К/ДН 70- 14,15)	2	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь Легированная сталь Биметалл	Горизонтальный аппарат кожухотрубчатого типа с U-образным пучком труб Д вн. = 2600 мм, Лобщ. = 13250 мм Трубки - 25+2 мм. Длина прямого участка - 9000 мм, n = 820 Fобщ. = 1125 м ² Трубное пространство: Pраб. = н/в 30 кгс/см ² (изб) Траб. = 137 - 180°С Среда - конвертированная парогазовая смесь Межтрубное пространство: Pраб. = н/в 1,35 кгс/см ² (изб) Траб. = 115 - 130 °С Рабочая среда - раствор МДЭА СО ₂ , пары Н ₂ О, пары МДЭА
307	Кипятильник паровой чертеж общ. вида N К/ДН 77- 276ВО)	1	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь	Вертикальный кожухотрубчатый аппарат Д вн.=1800 мм, Н=7250 мм Трубки 25+2+4000 мм, n =2325 шт. F общ. = 672 м ² Трубное пространство: Pраб. = н/в 1,35 кгс/см ² (изб) Траб. = 125 - 130°С, Среда: парогазовая смесь,раствор МДЭА Межтрубное пространство: Pраб. = н/в 7 кгс/см ² (изб) Траб. = 170 - 180°С, Рабочая среда - водяной пар и конденсат

309	Сепаратор к газовому кипятивнику	1	нержавеющая сталь углеродистая сталь легированная сталь	Вертикальный сварной аппарат: Двн = 2400 мм, Н = 5725 мм Рраб. = н/в 30 кгс/см ² (изб), Траб. = 150°С Рабочая среда: конвертированная парогазовая смесь, газовый конденсат
312, 313	Холодильник к раствора 2 и 1 потоков МДЭА	2	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь Алюминий	Аппарат воздушного охлаждения, зигзагообразный состоит из 30 секций Трубки в секции 25+2+12000 мм, n = 123 шт, Fобщ. = 57000 м ² Коэффициент оребрения 14,6 Рраб. = н/в 12 кгс/см ² (изб), Траб. = 75 - 42°С Рабочая среда - раствор МДЭА Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N = 40 квт. Количество вентиляторов - 15 шт.

314А 315А	Центробежный насос для подачи раствора МДЭА2-го и 1-го потоков на абсорбер с приводом от паровой турбины (марки ХБ-630/390)	2	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь	Подача - 650 м ³ /час, Напор - 390 м.ст.ж. Рвс = 0,1 - 0,4 кгс/см ² (изб) Тсреды = 30 - 80°С Рабочая среда - раствор МДЭА Рраб пара на входном патрубке турбины 36 - 40,5 кгс/см ² (изб) Т пара = 360 - 380°С Рраб пара на выходном патрубке не выше 7,0 кгс/см ² (изб)
314Б315Б	Центробежный насос для подачи раствора МДЭА 2 и 1-го потоков на абсорбер с приводом от электродвигателя(марки ХБ-30/390 ХМС-650-390)	2	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь	Подача - 650 м ³ /час Напор - 390 м.ст.ж Рвс = 0,1 - 0,4 кгс/см ² Тсреды = 30 - 80°С Рабочая среда - раствор МДЭА Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗТ4 N эл. = 1250 квт. n = 1480 об/мин.
316-1/2 317-1/2	Центробежный насос для подачи раствора МДЭА2-го и 1-	4	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь	Подача - 650 м ³ /час. Напор - 92 м.ст.ж. Тсреды - всас 316-1/2 -90- 110°С всас 317-1/2 -110-120°С Рабочая среда - раствор МДЭА

	го потоков на регенератор-рекуператор (марка ДХ-650-90)			Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗТ4 N эл. = 315 кВт n = 1480 об/мин
Ф-2/1,2	Фильтр угольный (чертеж общ. вида 98-6.000 ВО)	2	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат заполненный углем Двн=3000 мм, Рраб. = н/б 6 кгс/см ² Н = 5270 мм, Траб. = 46-60°C Рабочая среда раствор МДЭА Перепад н/б 1,5 кг/см ²
Ф-1/1, 2, 3, 4	Фильтр жидкостной сетчатый (чертеж общ. вида 97-127 000 ВО)	4	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн = 600 мм, Перепад н/б 0,5 кг/см ² Рраб = н/б 6 кг/см ² , V - 0,4 м ³ Траб = 46-60°C, F фильтр. = 1,53 м ² Рабочая среда раствор МДЭА
319-1	Отделитель парового конденсата кипятильника	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн = 900 мм, Рраб. = н/в 7 кгс/см ² (изб) Нобщ. = 2335 мм, Траб. = н/в 180°C Рабочая среда - водяной пар конденсат
320 325	Промежуточная емкость раствора МДЭА 2-го и 1-го потоков	2	Углеродистая сталь	Горизонтальный сварной аппарат Двн = 3200 мм, Рраб. = 0,1 - 0,4 кгс/см ² (изб) Лобщ. = 8640 мм, Траб. = 60 - 80°C, V = 63 м ³ Рабочая среда - раствор МДЭА пары МДЭА
322	Сборник флегмы	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн = 3200 мм, Н = 9260 мм Аппарат имеет внутри сепарирующее устройство и

				2 колпачковые тарелки, $P_{\text{раб.}} = 0,4 - 0,5 \text{ кгс/см}^2$ (изб) Траб. = н/в 50°C , Рабочая среда - CO_2 , конденсат
323	Центробежный насос для флегмы марка ЦНС-38 -88	2	Углеродистая сталь	Подача - $38 \text{ м}^3/\text{час}$, Напор - 88 м.ст.ж., Тсреды = до $20 - 48^\circ\text{C}$ Рабочая среда - флегма Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N эл. = 17 квт. n = 2940об/мин

324	Электроприводной трехскальчатый насос для подачи флегмы на абсорбер	2	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь	Подача - 2 - 10 м ³ /час Рвс = 0,4 - 0,5 кгс/см ² (изб) Рнаг. = н/в 40 кгс/см ² (изб) Тсреды = 20 - 78°C Рабочая среда - флегма Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ Н эл. = 22 квт. n=2940 об/мин
326	Расширительный бак пара вторичного вскипания	1	Углеродистая сталь	Горизонтальный сварной аппарат Двн. = 2200 мм, Рраб. = н/в 1,0 кгс/см ² (изб) L = 3200 мм, Траб. = 170 - 120°C Рабочая среда - водяной пар, конденсат
333-1	Емкость сливная дренажная	1	Углеродистая сталь	Горизонтальный сварной аппарат Двн = 2000 мм, Лобщ. = 6950 мм, V = 20 м ³ Рраб = под налив +0,05 кгс/см ² , Траб. = 20 - 100°C Рабочая среда –МДЭА-раствор
333-2	Емкость сливная	1	Углеродистая сталь	Горизонтальный сварной аппарат Рабочая среда –МДЭА-раствор Концентрация не ниже 98%.
335	Емкость для МДЭА раствора	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн = 8000 мм, V = 602,9 м ³ , Н = 13130 мм Р раб. = под налив +0,05 кгс/см ² , Т раб. = 30 - 40°C Рабочая среда -МДЭА раствор
338	Бак для свежего раствора щелочи	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн = 2200 мм, Рраб = под налив, Н = 2600 ммТраб. = 20 - 40°C, V = 10 м ³

339	Растворитель каустика	1	Углеродистая сталь	Прямоугольный сварной аппарат Размеры 1450+1100+1000 мм $V = 1,32 \text{ м}^3$, $P_{\text{раб.}} = \text{под налив}$, $T_{\text{раб.}} = 40^\circ\text{C}$ Рабочая среда - раствор NaOH или KOH
340	Центробежны й насос для щелочи (марка 1 1/2х- 6Д)	1	Углеродистая сталь	Подача = $8 \text{ м}^3/\text{час}$, Напор = 18 м.ст.ж. Подпор на всасе - 400 мм.ст.ж, $T_{\text{среды}} = 40^\circ\text{C}$ Рабочая среда - раствор NaOH Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N эл. = 3 кВт, $n = 2900 \text{ об/мин}$
341	Центробежны й насос для конденсата (марка КС- 124-55)	2	Углеродистая сталь	Подача - $125 \text{ м}^3/\text{час}$, Напор - 55 м.ст.ж., $T_{\text{среды}} = 125^\circ\text{C}$ Рабочая среда - конденсат Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N эл. = 40 кВт, $n = 1450 \text{ об/мин}$
342	Обратный гидрозатвор	2	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат $D_{\text{вн}} = 600 \text{ мм}$, $P_{\text{раб.}} = \text{под налив } +0,05 \text{ кгс/см}^2$ $H = 1710 \text{ мм}$, $T_{\text{раб.}} = 25 - 30^\circ\text{C}$ Рабочая среда - вода, азот
343	Предохраните льный гидрозатвор	2	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат $D_{\text{вн}} = 600 \text{ мм}$, $T_{\text{раб.}} = 15 - 30^\circ\text{C}$ $H = 1710 \text{ мм}$, $P_{\text{раб.}} = \text{под налив } + 0,05 \text{ кгс/см}^2$ Рабочая среда – вода, азот
351	Фильтр МДЭА раствора песчаный	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат, заполненный песком, гравием и каменными шарами $D_{\text{вн}} = 1200 \text{ мм}$, $P_{\text{раб.}} = 50 \text{ кгс/см}^2$ (изб) Нобщ. = 3440 мм, $T_{\text{расч.}} = 170^\circ\text{C}$ Рабочая среда - раствор МДЭА

352	Фильтр МДЭА раствора угольный	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат заполненный углем, гравием каменными шарами Двн = 1200 мм, Рраб. = Ррасч. = 50 кгс/см ² (изб) Нобщ. = 3440 мм, Трасч = 170°C Рабочая среда - раствор МДЭА
312А 313А	Теплообменник и для охлаждения раствора 1-го и 2-го потоков	2	Нержавеющая сталь	Горизонтальный кожухотрубчатый аппарат Д = 800 мм, Ррасч. = 25 кгс/см ² L = 7225 мм, Трасч. = 200°C, Н = 1254 мм Fобщ = 181+4 = 724 м ²
359	Сепаратор на чистой фракции CO ₂	1	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь Легированная сталь Биметалл	Вертикальный сварной аппарат Двн. = 2600 мм, Рраб. = 3 кгс/см ² (изб) Н = 6615 мм, Траб. = 100°C Рабочая среда – CO ₂ , раствор МДЭА, пары воды
363а	Центробежный насос для МДЭА раствора (ХЕ 100-65-200-55-92)	1	Нержавеющая сталь	Подача - 100 м ³ /час, Напор - 50 м ст.ж., Тсреды = 46-60°C Рабочая среда – раствор МДЭА Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N эл. = 37 кВт, n = 2940 об/мин
361	Сепаратор на грязной фракции CO ₂	1	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн. = 1600 мм, Рраб. = 0,4 - 0,5 кгс/см ² (изб) Н = 6170 мм, Траб. = 100°C Рабочая среда - CO ₂ , H ₂ , СО, пары воды, раствор МДЭА
363	Центробежный насос для МДЭА раствора (марка 4Х-12А-1)	1	Углеродистая сталь	Подача - 90 м ³ /час, Напор - 33 м.ст.ж., Тсреды = 46-60°C Рабочая среда - раствор МДЭА Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N эл. = 30 кВт, n = 2900 об/мин
Метанирование				

352	Фильтр МДЭА раствора угольный	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат, заполненный углем, гравием каменными шарами: Двн = 1200 мм, Рраб. = Ррасч. = 50 кгс/см ² (изб), Нобщ. = 3440 мм Трасч = 170°C, Рабочая среда - раствор МДЭА
312А 313А	Теплообменник и для охлаждения раствора 1-го и 2-го потоков	2	Нержавеющая сталь	Горизонтальный кожухотрубчатый аппарат Д = 800 мм, Ррасч. = 25 кгс/см ² , L = 7225 мм, Трасч. = 2000С Н = 1254 мм, Fобщ = 181+4 = 724 м ²
359	Сепаратор на чистой фракции CO ₂	1	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь Легированная сталь Биметалл	Вертикальный сварной аппарат Двн. = 2600 мм, Рраб. = 3 кгс/см ² (изб), Н = 6615 мм, Траб. = 1000С Рабочая среда - CO ₂ , раствор МДЭА, пары воды
363а	Центробежный насос для МДЭА раствора (ХЕ 100-65-200-55-92)	1	Нержавеющая сталь	Подача - 100 м ³ /час, Напор - 50 м ст.ж., Тсреды = 46-60°C Рабочая среда – раствор МДЭА Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N эл. = 37 квт, n = 2940 об/мин
361	Сепаратор на грязной фракции CO ₂	1	Нержавеющая сталь Легированная сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн. = 1600 мм, Рраб. = 0,4 - 0,5 кгс/см ² (изб) Н = 6170 мм, Траб. = 100°C Рабочая среда - CO ₂ , H ₂ , CO, пары воды, раствор МДЭА
363	Центробежный	1	Углеродистая	Подача - 90 м ³ /час, Напор - 33 м.ст.ж., Тсреды = 46-60°C

	насос для МДЭА раствора (марка 4X-12А-1)		сталь	Рабочая среда - раствор МДЭА Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N эл. = 30 кВт, n = 2900 об/мин
Метанирование				
1	2	3	4	5
501	Метанатор (чертеж общ. вида № КО/М 68-1516В)	1	Легированная сталь Углеродистая сталь Нержавеющая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн = 3800 мм, Нобщ. = 10050 мм, Объем никельалюмохромового катализатора - 40,5 м ³ , Тип ТО - 2, НКМ, Рраб. = 26 кгс/см ² (изб) Траб. 350°С, Рабочая среда - неочищенная азотоводородная смесь
502	Подогреватель питательной воды (чертеж общ. вида № КО/М 70- 1502А)	1	Легированная сталь Углеродистая сталь Нержавеющая сталь	Вертикальный сварной кожухотрубчатый аппарат с витыми трубками Двн = 1800 мм, Нобщ. = 8520 мм, Трубки 16+2+5500 мм, n = 398 F = 915 м ² Трубное пространство: Рраб. = 130 кгс/см ² (изб), Траб. = 102 - 300°С Рабочая среда - питательная вода Межтрубное пространство: Рраб. = 27 кгс/см ² (изб) Траб. = 400 - 126°С, Рабочая среда - азотоводородная смесь
503	Подогреватель питательной воды низкого давления	1	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь Двухслойная сталь	Горизонтальный кожухотрубчатый аппарат с V - образными трубками: Двн = 1200 мм, Лобщ. = 7780 мм, Трубки - 20+2+13000 мм, n = 835, F = 600 м ² Трубное пространство: Рраб. = 8 кгс/см ² (изб), Траб. = 74 - 98°С

	(чертеж общего вида № КО/М 70-3006А)			Рабочая среда – недеаэрированная питательная вода Межтрубное пространство: Рраб. = 27 кгс/см² (изб) Траб. = 80 - 140°C, Рабочая среда-азотоводородная смесь Тип АВЗ-МТ/1 зигзагообразный. Состоит из 6-ти секций Трубки 25+2+1200 мм, Количество труб в секции - 123 Общая поверхность по оребренным трубам - 11400 м² Трубное пространство: Рраб. = 28 кгс/см² (изб), Траб. = 60 - 43°C Рабочая среда – азотоводородная смесь Производительность вентилятора 300000 нм³/час
504 505	Аппарат воздушного охлаждения (чертеж общего вида № АВГУ-320/1.00.00.000.ВО)	1	Углеродистая сталь Алюминиевая сталь	Тип АВЗ-МТ/1 зигзагообразный. Состоит из 6-ти секций Трубки 25+2+1200 мм, Количество труб в секции - 123 Общая поверхность по оребренным трубам - 11400 м² Трубное пространство: Рраб. = 28 кгс/см² (изб), Траб. = 60 - 43°C Рабочая среда – азотоводородная смесь Производительность вентилятора 300000 нм³/час
Разгонка газового конденсата				
119	Подогреватель неочищенной азотоводородной смеси конвертированным газом 1	1	Углеродистая сталь Нержавеющая сталь Биметалл	Горизонтальный аппарат кожухотрубчатого типа с V - образными трубками: Двн. = 1400 мм, Лобщ. = 8315 мм, Трубки 20+2+6000 мм, n = 1165 шт, F = 900 м² Трубное пространство: Рраб. = 27 кгс/см² (изб), Траб. = 35 - 97°C

	ступени (чертеж общего вида №КО/М 7030086, КО/Ъ 75-3001ВО)			Рабочая среда - неочищенная азотоводородная смесь Межтрубное пространство: Рраб. = 28 кгс/см ² Траб. = 120 - 85°C Рабочая среда - конвертированный газ
1	2	3	4	5
120	Аппарат воздушного охлаждения (чертеж общего вида ВНИИНефтема ша № БАВО- 2.00.00.000ВО, БАВО- 2.04.00.000.ВО)	1	Углеродистая сталь Нержавеющая сталь Алюминиевый сплав	Зигзагообразный аппарат, Общая тепловая нагрузка 14100000 ккал/час, Количество секций - 18 шт., Количество труб в секции - 123 шт., Трубки 25+2+12000 мм, Коэффициент оребрения 14,6 F ореб. = 34200 м ² Рраб. = 30 кгс/см ² (изб), Траб. = 120 - 20°C Рабочая среда-конвертированный газ Количество вентиляторов - 9 шт., Qвент. - 300000 нм ³ /час Приводы вентиляторов от электродвигателей ВАСО-37 во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ N = 37 кВт, n = 410 об/мин
123	Сепаратор - влагоотделител ь (чертеж общего вида N КО/Ъ 71- 1542ВО)	1	Биметалл Нержавеющая сталь	Вертикальный сварной аппарат: Двн. = 2600 мм, Н общ. = 7800 мм V - 32 м ³ , Рраб. = 30 кгс/см ² , Траб. = 40°C Рабочая среда – конвертированный газ, газовый конденсат
124	Подогреватель питательной воды газовым конденсатом (чертеж общего вида	1	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь Биметалл	Горизонтальный аппарат кожухотрубчатого типа с V - образными трубками, состоит из трех элементов Характеристика элемента: Двн. = 800 мм, Лобщ. = 7150 мм Трубки 20+2+6000 мм, n = 338 шт. F 3-х элементов -789 м ² Трубное пространство: Рраб. = 10 кгс/см ² (изб), Траб. = 30 - 100°C

	Гипронефтема ш № 800-А)			Рабочая среда - питательная вода Межтрубное пространство: Рраб. = 23,5 кгс/см ² (изб) Траб. = 40 - 150°С Рабочая среда - газовый конденсат
125	Подогреватель питательной воды газовым конденсатом (600-ТКГ-1-16- Б620Г6-1-гр. А)	1	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь Биметалл	Горизонтальный аппарат кожухотрубчатого типа. Состоит из 3-х элементов Характеристика элемента: Двн = 600 мм, L = 7910 мм Трубки 20+2+6000 мм, F 3-х элементов = 441 м ² Трубное пространство: Рраб. = 8 кгс/см ² (изб), Траб. = 30 - 100°С Рабочая среда - питательная вода Межтрубное пространство: Рраб. = 6-8 кгс/см ² (изб); Траб. = 170-40°С Рабочая среда - паровой конденсат
127	Насос для впрыска газового конденсата в трубопровод конвертирован ного газа после конвертора СО 2-й ступени ГОСТ 19553-74	2	Нержавеющая сталь	Центробежный. Подача - 10 м ³ /час, Рнагн. = 40 кгс/см ² Рвсаса = 32 кгс/см ² , Т среды = 130 - 150°С Рабочая среда - газовый конденсат. Электродвигатель во взрывонепроницаемом исполнении с маркировкой ВЗГ типа 5 агр. - ВАО 4А 260М293-37 кВт, n = 2940 об/мин, 6 агр. - 20ВАО-62-2-У3 - 17 кВт, n = 2940 об/мин 7 агр. - ВАО -71-4 22 кВт, n = 1500 об/мин
129	Холодильник газового конденсата (600-ХНГ-25- М10)	1	Нержавеющая сталь	Горизонтальный аппарат кожухотрубчатого типа Двн. = 600 мм, Лобщ. = 1910мм., Трубки 20+2+4000 мм. F=93м ³ , n = 370 шт. Трубное пространство: Рраб. = 2,5кгс/см ² (изб), Траб. = 27-

	20Г4-2 гр. Б			40°С Рабочая среда - обратная вода. Межтрубное пространство: Раб. = 1,6кгс/см ² (изб), Траб. = 57-45°С Рабочая среда - газовый конденсат.
131	Фильтр газового конденсата под давлением чертежи общего вида	2	Углеродистая сталь Нержавеющая сталь Легированная сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн. = 800мм, Нобщ. = 2770мм Раб. = 30кгс/см ² (изб) Траб. = 190°С Рабочая среда - газовый конденсат
135	Бак парового конденсата	1	Углеродистая сталь	Горизонтальный сварной аппарат Двн. = 2400 мм, Нобщ. = 6200мм, V = 25 м ³ Раб. - под налив, Траб. = 90°С Рабочая среда - паровой конденсат
139	Бак отработанного газового конденсата	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн. = 2200 мм, Нобщ. = 3780 мм, V = 10 м ³ Раб. - под налив., Траб. - до 70 °С Рабочая среда - газовый конденсат, вода
140	Гидрозатвор к баку отработанного газового конденсата	1	Углеродистая сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн. = 1400 мм, Нобщ. = 1800 мм, V = 2,5 м ³ Раб. -под налив, Траб. - до 70°С Рабочая среда - газовый конденсат, вода.
150	Отпарная колонна конденсата (чертеж общего вида КО/М 70-	1	Нержавеющая сталь Низколегированная сталь	Вертикальный сварной аппарат Двн. = 1800 мм, Нобщ. = 25700 мм Объем колец Рашига 29,7 м ³ Раб. н/в 1,8 кгс/см ² , Траб. - н/в 140°С Рабочая среда - газовый конденсат, водяные пары, NH ₃ ,

	911)			CO ₂
151	Сепаратор (чертеж общего вида КО/М 70- 890 "А")	1	Нержавеющая сталь Углеродистая сталь	Горизонтальный сварной аппарат Двн. = 1000 мм, Лобщ. = 3750 мм, V = 2,5 м ³ Рраб. = 1,4 кгс/см ² (изб), Траб. = 124°С Рабочая среда - газовый конденсат, пары воды, NH ₃ , CO ₂

