

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

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

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

(код и наименование направления подготовки / специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Оптимизация процессов производства аммиака на агрегате АМ-76

Обучающийся

А.В. Меньших

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., доцент, Ю.Н. Орлов

(ученая степень (при наличии), ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)

Тольятти 2025

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнил: А.В. Меньших.

Тема работы: «Оптимизация процессов производства аммиака на агрегате АМ-76».

Научный руководитель: канд. хим. наук, доцент, Ю. Н. Орлов.

Цель бакалаврской работы – повышение экономической эффективности производства аммиака путем оптимизации процесса использования вторичных потоков с отделения синтеза в качестве топлива на отделении риформинга агрегата аммиака на АО «Тольяттиазот».

Структура и объем работы: бакалаврская работа состоит из аннотации, введения, трех разделов, заключения и списка используемых источников. Бакалаврская работа изложена на 71 страницах, включает 5 таблиц и 7 рисунков. Список литературы включает 26 источника.

В работе проведены расчеты теплообменного оборудования отделения риформинга и экономического эффекта оптимизации агрегата аммиака, разработана технологическая схема предложенного процесса подогрева топлива.

В процессе работы агрегата аммиака сжигается огромное количество природного газа для обеспечения технологических процессов теплом в целях проведения химических реакций. Так же в качестве топлива для сжигания используются танкопродувочные газы с отделения синтеза. Оптимизация производства заключается в подогреве продувочных газов вместе с природным для повышения эффективности реакции горения, что позволит получить значительную годовую экономию природного газа, потребляемого предприятием, снизить себестоимость продукции, уменьшить техногенную нагрузку на окружающую среду и соответственно налогообложение предприятия.

Annotation

Bachelor's thesis was completed by: A.V. Menshikh.

The topic of the work is "Optimization of ammonia production processes on the AM-76 unit".

Scientific supervisor: Candidate of Chemical Sciences, Associate Professor, Yu. N. Orlov.

The purpose of the bachelor's thesis is to increase the economic efficiency of ammonia production by optimizing the process of using secondary streams from the synthesis unit as fuel to the ammonia reforming unit at JSC Tolyattiazot.

Structure and scope of the work: The bachelor's thesis consists of an abstract, an introduction, three sections, a conclusion, and a list of sources used. The bachelor's thesis is presented on 71 pages, includes 5 tables and 7 figures. The list of references includes 26 sources.

Calculations of the heat exchange equipment of the reforming department and the economic effect of optimizing the ammonia unit have been carried out, and a technological scheme for the proposed fuel heating process has been developed.

During the operation of the ammonia unit, a huge amount of natural gas is burned to provide technological processes with heat in order to carry out chemical reactions. Tank-fired gases from the synthesis unit are also used as fuel for combustion. Optimization of production consists in heating purge gases together with natural gas to increase the efficiency of gorenje reaction, which will allow to obtain significant annual savings of natural gas consumed by the enterprise, reduce the cost of production, reduce the anthropogenic impact on the environment and, consequently, taxation of the enterprise.

Содержание

Введение	5
1 Теоретическая часть.....	8
1.1 Физико–химические основы производства синтетического аммиака.....	8
1.2 Патентный поиск по оптимизации производства аммиака.....	15
1.3 Общая характеристика побочных и вторичных потоков, образующихся при производстве аммиака.....	20
1.3.1 Текущее направление утилизации продувочных газов на аммиачных производствах.....	21
1.3.2 Роль продувочных газов как вторичного энергетического ресурса.....	22
1.3.3 Влияние точки врезки продувочных газов на эффективность использования.....	23
1.3.4 Техничко–экономическое и экологическое обоснование повторного использования продувочных газов.....	25
2 Технологическая часть.....	28
2.1 Описание основной технологической линии производства аммиака на агрегате АМ-76.....	28
2.2 Описание технологической схемы топливного газа.....	42
3. Практическая часть.....	43
3.1 Исходные данные для расчета.....	43
3.2 Расчет оптимизации производства.....	44
Заключение.....	67
Список используемой литературы и используемых источников.....	68
Приложение А Технологическая схема топливного газа.....	72
Приложение Б Чертеж основного оборудования.....	73

Введение

На сегодняшний день аммиак – это неотъемлемая составляющая жизни современного общества. Это газ, который не имеет цвета, но обладает очень выразительным и резким запахом. По составу он включает в себя три атома водорода и один атом азота, и записывается следующим образом NH_3 .

«Древние цивилизации, такие как египтяне, использовали аммиак в религиозных обрядах и при бальзамировании. Они получали его из разложения органических материалов, таких как моча и растительные остатки

В переводе с греческого он означает амонова соль – так в древности называли нашатырь. Аммиак был открыт британским химиком Джозефом Пристли в 1774 году, который известен как первооткрыватель кислорода и углекислого газа. Именно он назвал этот газ «щелочным воздухом или летучей щелочью», так как водный раствор аммиака обладал всеми свойствами и признаками щелочи. Через 11 лет в 1785 году французский химик Клод Луи Бертолле с помощью электрического разряда разложил аммиак на элементы и установил его точный химический состав, и он получил официальный термин «нашатырь». Это определение употребляется во многих западноевропейских языках» [1].

«За последние несколько десятилетий производство аммиака на мировом рынке занимает одно из лидирующих мест, составляя более 180 миллионов тонн в год. Он может выпускаться как в сжиженном виде, так и в виде раствора в воде. Сфера применения его очень обширна, но главным образом это охватывает сельское хозяйство, промышленность и медицину» [4].

Сельское хозяйство:

– производство азотных удобрений, таких как нитрат аммония, сульфат аммония и мочевины. Эти удобрения играют решающую роль в увеличении урожайности культур, обеспечивая плодородие почвы и помогая

растениям активно развиваться. В условиях постоянного роста населения планеты и увеличения потребности в продуктах питания, аммиак помогает обеспечить стабильное сельскохозяйственное производство;

- получение азотной кислоты для производства искусственных удобрений.

Промышленность:

- аммиак является одним из наиболее эффективных хладагентов, благодаря своим термодинамическим свойствам, что позволяет использовать его в промышленных и бытовых холодильных установках;

- получение синтетических волокон (нейлона, капрона);

- для нейтрализации кислотных отходов;

- при очистке и окрашивании шерсти, шелка и хлопка;

- производные аммиака используются в горнодобывающей промышленности, строительстве и военных целях в качестве взрывчатых веществ.

Медицина.

«В медицине аммиак применяется в качестве растворителя, антисептика и даже в некоторых лекарственных препаратах. Благодаря раздражающему действию аммиак в виде водного аммиачного раствора (нашатырный спирт) широко распространен как в медицинских учреждениях, так и в быту: он раздражает слизистые оболочки верхних дыхательных путей, что способствует выведению человека из обморочного состояния, возбуждая его дыхательный центр. Однако при вдыхании аммиак может вызвать сильное слезотечение, кашель, потерю зрения, покраснение кожи и зуд, боль в глазах, иногда поражение нервной системы и отёк лёгких.

В хирургической практике раствор применяется в качестве средства для дезинфекции. Кроме того, примочки с раствором аммиака используются для нейтрализации токсинов при укусах насекомых и змей» [1].

Энергетика.

В последние годы аммиак рассматривается как перспективное топливо будущего. Он может использоваться как источник энергии в двигателях внутреннего сгорания и топливных элементах, поскольку при его сжигании выделяется только азот и вода, что делает его экологически чистым топливом.

«Несмотря на свою полезность, аммиак может оказывать негативное воздействие на окружающую среду. Например, попадание аммиака в водоемы может вызывать эвтрофикацию (избыточное развитие водорослей), что приводит к гибели рыбы и других водных организмов. Кроме того, аммиак является токсичным газом, и его утечки могут представлять опасность для здоровья человека» [9].

Аммиак обладает следующими свойствами:

а) физические:

- 1) бесцветный газ с резким запахом, легко сжижается при комнатной температуре под давлением. Чрезвычайно хорошо растворяется в воде, образуя слабую щелочь – гидроксид аммония (NH_4OH);
- 2) аммиак легче воздуха, так как его плотность составляет примерно 0,771 г/л (при 0 °С и 1 атм), что позволяет ему быстро рассеиваться в атмосфере;
- 3) температура кипения: минус 33,35 °С;
- 4) температура плавления: минус 77,7 °С;
- 5) обладает высокой теплопроводностью.

б) химические:

- 1) проявляет основные свойства;
- 2) легко вступает в реакции с кислотами, образуя соли аммония;
- 3) способен восстанавливать некоторые металлы из их оксидов.

1 Теоретическая часть

1.1 Физико-химические основы производства синтетического аммиака

Для получения нитрида водорода необходимо сначала получить синтез – газ, в составе которого будут присутствовать чистый водород и азот в соотношении, близком к соотношению 3:1, так как молекула аммиака образуется из трех атомов водорода и одного атома азота по следующей реакции:



По тепловому эффекту реакции видно, что реакция проходит с выделением энергии, соответственно является экзотермической. Так же по количеству молекул в правой и левой части можно судить о том, что реакция проходит с уменьшением объема, потому как из четырех молекул исходных веществ получается две молекулы продуктов реакции.

Процесс синтеза аммиака является обратимым, следовательно, для получения наибольшего выхода продукта необходимо определить условия протекания реакции, необходимые для смещения равновесия вправо.

Для обратимых равновесных реакций смещение равновесия в ту или иную сторону (реагентов или продуктов) определяется по принципу Ле Шателье – Брауна, который гласит: «Если на систему, находящуюся в равновесном состоянии оказали внешнее воздействие, то равновесие в системе сместится в сторону обратную этому воздействию» [14].

Под внешним воздействием подразумевается изменение концентрации исходных веществ или продуктов реакции, изменение температуры проведения реакции, а также изменение давления проведения процесса.

«Для смещения равновесия в сторону образования аммиака по вышесказанному принципу должны выполняться следующие условия:

- увеличение концентрации исходных веществ,
- увеличение давления,
- уменьшение температуры,
- уменьшение концентрации продуктов реакции» [16].

Соответственно для увеличения выхода аммиака, необходимо увеличить концентрацию смеси азота и водорода, поднять давление и уменьшить температуру, отвести продукты реакции из системы.

«В соответствии с правилом, касающегося любого обратимого экзотермического процесса, синтез аммиака начинают при оптимальной температуре, обеспечивающей необходимую скорость, а затем ведут процесс по линии оптимальных температур (ЛОТ), постоянно отводя тепло из системы

Для того, чтобы выбрать оптимальные условия протекания процесса синтеза аммиака, исследуются различные характеристики процесса, например, зависимость выхода аммиака от давления в системе и от температуры» [13].

Зависимость содержания аммиака от давления показана на рисунке 1.



Рисунок 1 – Зависимость выхода аммиака от давления (объёмная скорость 30 000 ч⁻¹; t = 500°C; катализатор железный)

Влияние массовой доли аммиака в равновесной газовой смеси в зависимости от температуры изображена на рисунке 2.

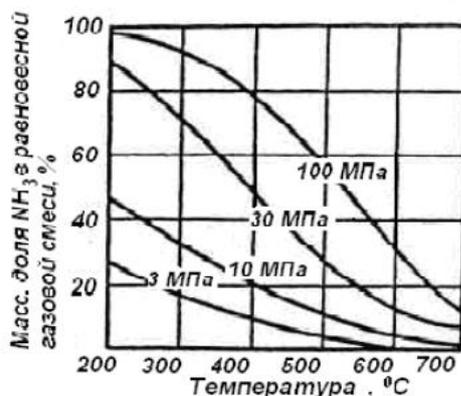


Рисунок 2 – Зависимость равновесного выхода аммиака от температуры для различных давлений

«Сегодня каждая установка, предназначенная для получения синтетического аммиака из азотоводородной смеси, работает при условиях повышенного давления.

Существуют следующие категории установок:

- низкого давления – (10 – 15) МПа;
- среднего давления – (25 – 60) МПа;
- высокого давления – (60 – 100) МПа» [17].

Конечно же, использование слишком высокого давления очень энергозатратно и соответственно дорого.

В основном аммиак производят на агрегатах, отделение синтеза которых работает при среднем давлении ($P = 32$ МПа).

Из зависимостей, представленных выше, следует, что равновесие смещается в сторону образования продукта (аммиака) при понижении температуры. Но немаловажную роль в процессах образования веществ, особенно в промышленных производствах, играет скорость, с которой протекает процесс, потому как от этого зависит конечная

производительность установки. Так вот при низкой температуре скорость реакции образования синтетического аммиака очень мала. Становится ясно, что для данного процесса необходимо использовать катализатор.

Катализатор так же необходим для снижения энергии активации. «На реакцию синтеза аммиака каталитически действуют многие металлы. Это элементы, имеющие не полностью застроенные d- и f-орбитали: марганец (Mn), железо (Fe), родий (Ro), вольфрам (W), рений (Re), осмий (Os), платина (Pt), уран (U)» [12].

«В процессе выбора катализатора для использования в промышленной установке большую роль играет его доступность, стоимость и токсичность. Наиболее высокую активность проявляют железо, рений, осмий и уран. Исходя из данных параметров, для образования аммиака больше всего подойдет катализатор из железа, так как уран, рений и осмий достаточно опасны и недешевы» [13].

«В промышленном производстве аммиака используются железные плавленные промотированные катализаторы. Данные катализаторы содержат промоторы двух типов: структурообразующие – Al_2O_3 , MgO , SiO , и модифицирующие – K_2O , CaO . Это позволяет получить катализатор с большой активной поверхностью, но при условии оптимальных соотношений и количеств промоторов. С увеличением содержания структурных промоторов увеличивается удельная поверхность катализатора и повышается его термостойкость и устойчивость в отношении действия кислородсодержащих ядов, но величина активности проходит через максимум также при определенном содержании промоторов» [12].

Температура проведения реакции синтеза аммиака зависит от активности катализатора. Рассмотрим основные аспекты влияния температуры на активность катализатора:

1) Низкие температуры (ниже $400\text{ }^{\circ}C$):

– скорость реакции низкая из-за недостаточной энергии активации;

– катализатор менее активен, так как молекулы азота (N_2) и водорода (H_2) слабо адсорбируются на его поверхности.

2) Высокие температуры (выше $500\text{ }^\circ\text{C}$):

– равновесие реакции смещается в сторону разложения аммиака, что снижает его выход;

– катализатор может терять активность из-за спекания или дезактивации;

– уменьшается срок службы катализатора.

3) Оптимальные температуры ($400\text{--}500\text{ }^\circ\text{C}$):

– катализатор демонстрирует максимальную активность;

– молекулы азота и водорода эффективно диссоциируют на поверхности катализатора, что ускоряет реакцию;

– выход аммиака близок к максимальному, несмотря на смещение равновесия в сторону реагентов.

Активность железного катализатора в синтезе аммиака достигает максимума при температурах $400\text{--}500\text{ }^\circ\text{C}$. При более низких температурах реакция замедляется, а при более высоких – снижается выход аммиака из-за смещения равновесия. Оптимальная температура выбирается с учётом баланса между кинетикой и термодинамикой процесса.

Нельзя забывать о том, что для всех катализаторов существуют так называемые яды, некоторые из которых отравляют его необратимо. Поэтому на производствах, в которых используются катализаторы, необходимо применять очистку технологических потоков от отравляющих веществ. Ядом для железного катализатора являются соединения серы, а также кислородосодержащие вещества. Обычно серу удаляют из природного газа на первых стадиях производства аммиака, а кислородосодержащие вещества непосредственно перед колонной синтеза.

Скорость реакция образования аммиака и выход продукта напрямую зависят от объемной скорости потока

На рисунке 3 представлена зависимость производительности контактной массы от объёмной скорости при различных давлениях.

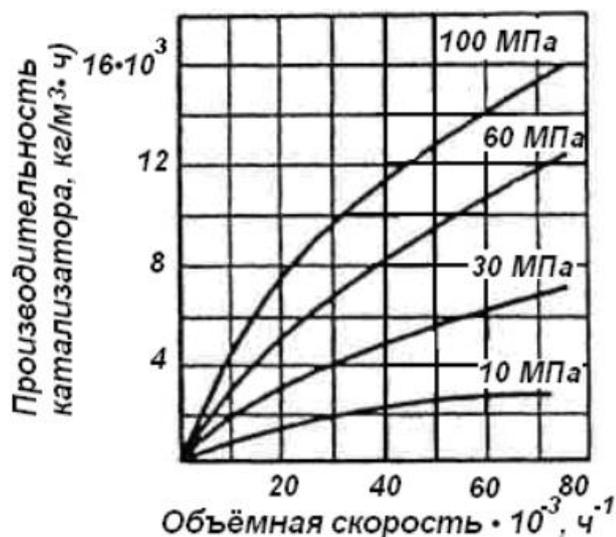


Рисунок 3 – Зависимость производительности катализатора от объёмной скорости при различных давлениях при температуре 500°С

Из графика, приведённого на рисунке, следует:

- увеличение объёмной скорости газа приводит к росту производительности всей установки в целом;
- увеличение давления также увеличивает производительность агрегата.

Однако даже при указанных условиях синтеза: высокая температура, высокое давление, высокая объёмная скорость, наличие катализатора «не весь азот и водород вступают в реакцию. В газовой смеси, выходящей из контактного аппарата, содержится всего 18 – 20 % об. аммиака, остальное – не прореагировавшая АВС и инертные газы, не участвующие в реакции» [17].

Процессы с неблагоприятным состоянием химического равновесия, то есть с низкой степенью превращения, целесообразно проводить по циклической схеме. Схема цикла синтеза аммиака показана на рисунке 4.

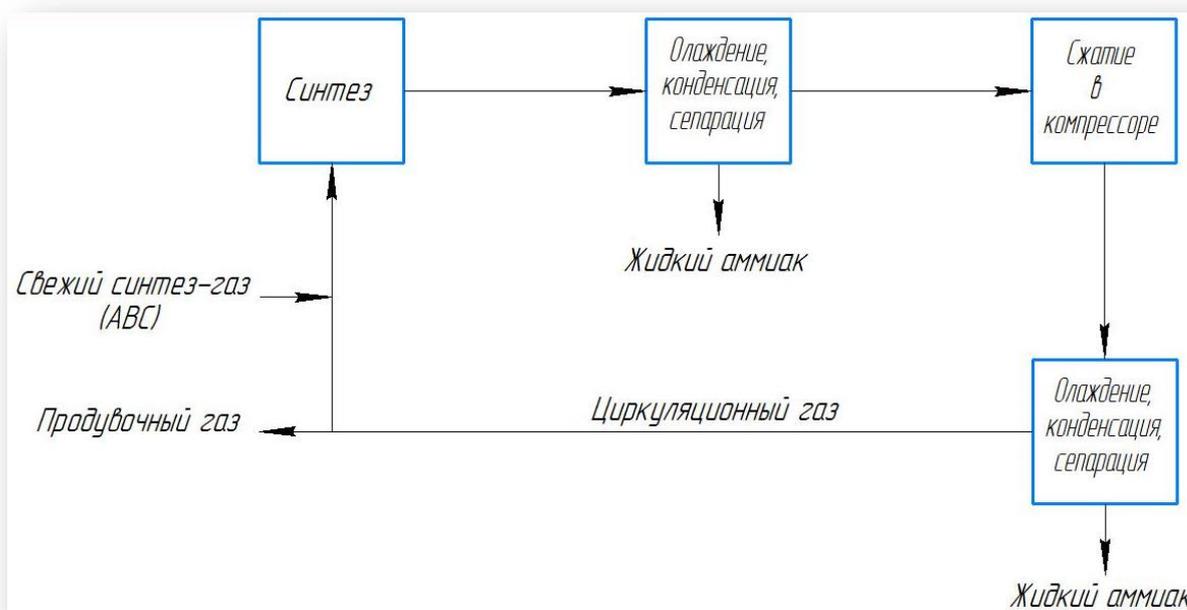


Рисунок 4 – Блок-схема цикла газа установки синтеза аммиака

«Инертные газы, такие как аргон и метан, неизбежно присутствуют в процессе синтеза аммиака. Они не участвуют напрямую в реакции синтеза аммиака, но оказывают влияние на процесс. Эти газы попадают в систему с исходным сырьём (азотом и водородом), особенно если водород получен из природного газа (метана) путём паровой конверсии» [13].

Наличие инертных газов в системе уменьшает концентрацию свежей азотоводородной смеси и смещает равновесие реакции в сторону реагентов. Слишком большое их количество снижает производительность и эффективность установки.

Из вышесказанного следует, что продувочные газы необходимо непрерывно выводить из системы, для получения максимального выхода продукта. В промышленных установках концентрация инертных газов обычно поддерживается на уровне 10–15%.

Физико–химические основы производства аммиака включают термодинамические, кинетические и технологические аспекты. «Процесс

синтеза аммиака проводится при высоком давлении и умеренной температуре с использованием железного катализатора. Оптимизация условий процесса и использование современных технологий позволяют достичь высокой эффективности и минимизировать энергозатраты» [12].

1.2 Патентный поиск по оптимизации производства аммиака.

В патенте RU2372568 С1 «предложен способ извлечения аммиака из продувочных и танковых газов. Способ одновременного извлечения аммиака из продувочных и танковых газов состава, объемных %: аммиак - 0,1-12, водород - 15-58, другие газы - остальное, включает отдельную промывку газов в скрубберах и общую стадию конденсации и сушки аммиака. Промывка производится в многоступенчатых скрубберах с охлаждением аммиачных растворов между ступенями абсорбции, а выделение аммиака после первой ступени каждого скруббера осуществляется методом выпаривания аммиачных растворов, подаваемых при одинаковом давлении в общий аппарат объемного или пленочного типа, после совершения каждым раствором работы расширения в гидравлических турбинах. Достижимый технический результат - улучшение экономических и экологических показателей производства» [19].

Суть патента: извлечение аммиака из газов, образующихся в процессе производства аммиака в целях улучшения экономических и экологических показателей производства за счет эффективного извлечения аммиака.

На рисунке 5 приведена предлагаемая схема эффективного извлечения аммиака из продувочных газов.

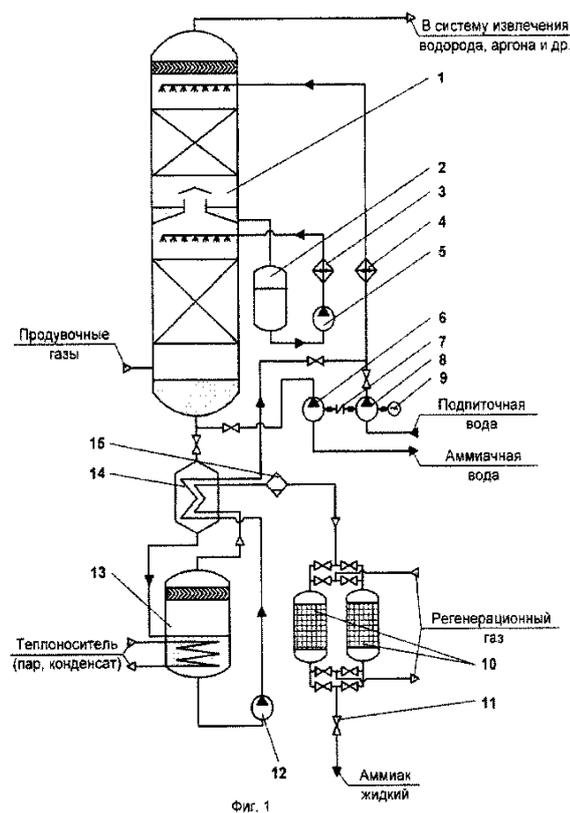


Рисунок 5 – Схема извлечения аммиака из продувочных и танковых газов, описанная в патенте RU2372568 C1

Согласно патенту RU2244134 C1 «изобретение относится к области промышленной теплоэнергетики и химической промышленности и может быть использовано при производстве аммиака. В способе генерирования пара при производстве аммиака из углеводородных газов пар среднего давления, используемый для технологического процесса парового риформинга и/или для приводов компрессоров, подвергают увлажнению путем впрыска процессного конденсата или питательной воды, а полученный увлажненный пар перегревают теплотой дымового газа в блоке теплоиспользующей аппаратуры трубчатой печи риформинга. Изобретение позволяет снизить расход энергии за счет снижения количества генерируемого пара и сократить расход питательной воды. При проведении процесса увлажнения пара в массообменном устройстве обеспечивается дополнительная очистка процессного конденсата и утилизация растворенных в нем газов» [20].

«В соответствии с предлагаемым изобретением представлен способ производства аммиака производительностью 1360 т/сутки из природного газа с паровым риформингом при давлении 3,6 МПа и с системой генерации перегретого пара высокого давления 10 МПа, температурой 482°С в количестве 319 т/час. После первой ступени турбины компрессора синтез-газа часть перегретого пара среднего давления в количестве 90 т/час при давлении 4 МПа и температуре 380°С контактирует с процессным конденсатом. За счет испарения процессного конденсата количество влажного пара после увлажнения увеличивается на 12 т/час, а общее количество генерированного пара увеличивается с 319 до 335 т/час. Природный газ после смешения или насыщения паром контактирует с процессным конденсатом, в результате чего количество пара в нем увеличивается на 4 т/час. Далее, в полученную парогазовую смесь дозируют недостающее количество пара для проведения процесса парового риформинга и направляют в БТА трубчатой печи для перегрева теплотой дымового газа, в результате чего температура отходящего дымового газа снижается с 220°С до 175°С, что обеспечивает экономию 7,2 Гкал/час теплоты или 900 м³/час природного газа. Кроме того, часть питательной воды, идущей на парообразование, замещается процессным конденсатом в количестве 16 т/час, что дополнительно снижает стоимость производства» [20].

Суть патента: оптимизация процесса парообразования и снижение энергозатрат при производстве аммиака.

В патенте US20130039835A1 представлена комплексная технология переработки продувочного газа.

«Целью изобретения является более эффективное извлечение полезных газообразных компонентов из потока продувочного газа, отбираемого из контура синтеза аммиачной установки. Следовательно, первой целью изобретения является рекуперация водорода без увеличения или с меньшим увеличением нагрузки компрессора подпиточного синтез-газа по сравнению

с известным уровнем техники; дальнейшими целями изобретения являются эффективная рекуперация также азота и, по желанию, аргона в качестве отдельного потока; дальнейшими целями изобретения являются: удаление инертных веществ (особенно метана) из циркулирующего газа контура без потери реагентов H_2 и N_2 ; повышение реакционной способности циркулирующего газа с уменьшением размера оборудования для синтеза аммиака и снижением энергопотребления компрессора синтез-газа» [25].

Указанные цели достигаются с помощью аммиачной установки для синтеза аммиака из продувочного газа, содержащего водород и азот, при этом установка включает: контур синтеза, причем этот контур включает по меньшей мере циркулятор и конвертер; линия продувки, отводящая поток продувочного газа под давлением из указанного контура синтеза; указанный поток продувочного газа содержит водород и азот, а также метан и/или аргон; блок восстановления, предназначенный для выделения части водорода и азота из потока продувочного газа.

«Блок восстановления включает по меньшей мере один теплообменник для охлаждения подаваемого продувочного газа и секцию разделения высокого давления, включающую по меньшей мере один фазовый сепаратор высокого давления, работающий при давлении в указанном контуре, причем указанные теплообменник и секция разделения расположены таким образом, что: поток продувочного газа, поступающего в указанный блок регенерации, охлаждается по меньшей мере в одном из проходов теплообменника блока регенерации до криогенной температуры, подходящей для получения по меньшей мере частичного сжижения метана и аргона в одном или нескольких расположенных ниже по потоку фазовых сепараторах; сжиженная часть продувочного газа и газообразный поток, содержащий водород и азот при давлении, разделяются; указанный газообразный поток повторно нагревается по меньшей мере в одном из проходов теплообменника блока регенерации, полученный таким образом повторно нагретый газообразный поток

выводится из блока регенерации при указанном давлении в контуре и возвращается в контур синтеза при указанном давлении в контуре» [25].

Подаваемый в блок регенерации продувочный газ может быть продувочным газом, отбираемым из контура синтеза, или предварительно обработанным, например, для удаления аммиака. В некоторых вариантах реализации изобретения продувочный газ, отбираемый из контура, промывается для удаления раствора аммиака, а затем очищенный от аммиака газ пропускается через устройство, подходящее для удаления воды, например, молекулярное сито, так что сухой и свободный от аммиака продувочный газ направляется в блок регенерации.

«Блок регенерации может включать один или несколько фазовых сепараторов. Фазовые сепараторы могут быть устроены таким образом, чтобы работать при различных уровнях давления и/или температуры. В некоторых вариантах реализации блок регенерации включает в себя множество фазовых сепараторов с разным давлением, расположенных в каскаде. Каскад включает в себя, по меньшей мере, первый сепаратор высокого давления, работающий при давлении в контуре, и, по меньшей мере, второй сепаратор, работающий при давлении, значительно меньшем, чем давление в контуре. Водород и азот, регенерированные при более низком давлении, могут быть направлены на ступень всасывания компрессора подпиточного синтез-газа или на промежуточную ступень» [25].

Суть патента: эффективное извлечение полезных компонентов (водорода, азота) из продувочного газа аммиачной установки, удаление инертных газов (метана, аргона), снижение энергопотребления и повышение эффективности синтеза аммиака.

Все вышеизложенные патенты направлены на повышение эффективности производства аммиака и снижение энергозатрат. Два из них рассматривают усовершенствование, связанное с продувочным газом с отделения синтеза. Третье – с производством пара на агрегате.

В целом, проведенный патентный поиск демонстрирует наличие

перспективных технологических решений, которые могут быть успешно внедрены для модернизации производства аммиака и повышения его конкурентоспособности.

1.3 Общая характеристика побочных и вторичных потоков, образующихся при производстве аммиака

Продувочные газы — это часть циркулирующего потока синтез-газа, отводимая из цикла с целью предотвращения накопления инертных компонентов, таких как метан, аргон и, частично, азот. Накопление этих компонентов снижает эффективность синтеза, так как они не участвуют в реакции, но разрезают рабочую смесь. Продувка необходима для поддержания оптимального состава синтез-газа в реакторе.

Состав продувочных газов зависит от конкретных условий технологической схемы, типа катализатора и режимов работы, но, как правило, включает в себя водород, метан, азот, аргон и аммиак. Ввиду значительного содержания горючих компонентов, особенно водорода и метана, продувочные газы обладают высоким энергетическим потенциалом и могут рассматриваться как вторичный энергетический ресурс.

Кроме продувочных газов, источником вторичных ресурсов могут быть:

- газы, отводимые после очистки синтез-газа от CO_2 ;
- незначительные потери аммиака с конденсатом и вентиляционными выбросами;
- выбросы системы дегазации газового конденсата;
- технологические утечки в системе компримирования и теплообменного оборудования.

Рациональное использование этих потоков позволяет не только повысить общую эффективность производства, но и снизить воздействие на окружающую среду за счёт уменьшения объёмов выбросов и отходов.

Особенно значимым в этом контексте является эффективное применение продувочных газов, что является предметом дальнейшего анализа.

1.3.1 Текущие направления утилизации продувочных газов на аммиачных производствах

На современных аммиачных производствах разработано несколько направлений утилизации продувочных газов, позволяющих снизить потери сырья и увеличить общую энергоэффективность предприятия.

«Наиболее широко распространённым способом является использование продувочных газов в качестве топлива. Благодаря своей высокой теплотворной способности, эти газы направляются в печи первичного риформинга или другие топочные агрегаты, где они сгорают совместно с основным топливным газом. Это позволяет сократить потребление основного топлива и использовать побочный поток с энергетической выгодой.

Другим направлением является рекуперация водорода из продувочных газов. С помощью мембранных аппаратов или адсорбционных систем, использующих принцип сдвига давления, возможно извлечение водорода высокой чистоты, который затем возвращается в цикл синтеза аммиака или используется в других технологических процессах, например, в гидроочистке. Однако данный способ требует капитальных затрат и высоких эксплуатационных расходов, а также имеет смысл только при достаточно больших объёмах продувки.

Ещё один подход — использование продувочных газов для генерации пара. За счёт сгорания продувки в парогенераторах возможно частичное покрытие потребности предприятия в теплоносителе. Это направление особенно эффективно при интеграции в комбинированные энергосистемы.

Наконец, в некоторых случаях, особенно на устаревших или неэффективных производствах, продувочные газы подвергаются факельному сжиганию, что приводит к бесполезным потерям энергии и негативному воздействию на окружающую среду. Такой подход считается наименее

предпочтительным и требует замены на более рациональные методы утилизации.» [11].

Следовательно, несмотря на наличие различных вариантов, наиболее широко применяемым и простым в реализации остаётся сжигание продувочных газов совместно с основным топливом. Однако эффективность этого способа во многом зависит от способа организации смешения потоков основного топливного газа и продувочных газов, что будет рассмотрено в последующих подразделах.

1.3.2 Роль продувочных газов как вторичного энергетического ресурса

Продувочные газы, отводимые из контура синтеза аммиака, представляют собой значимый источник вторичной энергии за счёт содержания горючих компонентов – водорода и метана. Их эффективное использование в качестве топлива позволяет снизить общее потребление природного газа и повысить энергетическую эффективность всего производственного комплекса.

Теплотворная способность продувочных газов варьируется в зависимости от их состава, однако в большинстве случаев она достаточна для использования в печах риформинга или котельных установках. При этом сжигание продувочных газов может обеспечивать часть тепловой нагрузки, необходимой для проведения высокотемпературных процессов, таких как паровая конверсия метана. Это особенно важно с учётом энергозатратности этого процесса производства аммиака.

Использование продувочных газов в качестве топлива позволяет:

- снизить расход основного топлива (природного газа);
- уменьшить выбросы парниковых газов за счёт повторного использования горючих компонентов;
- интегрировать побочные потоки в общий энергетический баланс предприятия.

Однако при использовании продувочных газов в качестве топлива необходимо учитывать их влияние на тепловой режим печи, особенно в радиантной зоне. Введение продувочных газов в топливную систему приводит к изменению температуры и состава топливной смеси, что может отражаться на температурном профиле конвективной зоны печи и коэффициенте полезного действия теплообменного оборудования.

Существенным фактором является точка врезки продувочного потока в линию топливного газа. В действующих схемах продувочные газы, как правило, вводятся в топливную линию после теплообменного змеевика, подогревающего основной топливный газ. Это приводит к снижению температуры смеси, поступающей в горелки, что уменьшает тепловой эффект сгорания и, как следствие, снижает эффективность работы радиантной зоны печи.

Таким образом, продувочные газы обладают значительным энергетическим потенциалом, который может быть реализован при условии рационального включения их в топливный контур. Оптимизация места подачи этих газов способна существенно повлиять на тепловую эффективность оборудования, что является предметом дальнейших технических и экономических расчётов.

1.3.3 Влияние точки врезки продувочных газов на эффективность использования

Вопрос оптимального использования продувочных газов в технологической системе производства аммиака тесно связан с выбором точки врезки побочного потока в линию топливного газа. От этого конструктивного и технологического решения напрямую зависит тепловой режим работы печи первичного риформинга, а также общий уровень энергоэффективности установки.

В существующих схемах продувочные газы, как правило, подаются после змеевика подогрева топлива, размещённого в конвекционной части печи. Основной топливный газ, предварительно нагретый в змеевике, при

этом разбавляется более холодным потоком продувки, что приводит к снижению средней температуры смеси, поступающей в радиантную зону. Это, в свою очередь, уменьшает теплоту сгорания и может вызывать необходимость повышения расхода топлива или увеличения тепловой нагрузки на печь, что снижает её КПД.

Предлагаемая альтернатива заключается во введении продувочных газов до теплообменного змеевика, то есть смешивание потоков происходит до нагрева в конвекционной зоне печи. В этом случае:

- полученная смесь успевает подогреться до требуемой температуры;
- уменьшается температура входящего газа в змеевик, что повышает температурный напор между газом и теплоносителем;
- повышается эффективность теплообмена в змеевике за счёт увеличения разности температур (движущей силы теплообмена);
- снижается вероятность конденсации компонентов при подаче холодной продувки к горячему потоку.

Однако данное изменение требует дополнительного анализа, так как может повлечь необходимость:

- пересмотра тепловой расчётной схемы змеевика;
- увеличения его поверхности теплообмена или изменения диаметра труб для компенсации изменений в скорости и составе потока;
- проверки на устойчивость пламени и горелочной автоматики при изменённом составе топливной смеси.

Влияние точки врезки продувочных газов на топливную эффективность и тепловой режим печи является критически важным фактором. Оптимизация этого участка может обеспечить как повышение КПД печи, так и снижение расхода основного топлива, улучшая тем самым экономику и экологичность производства.

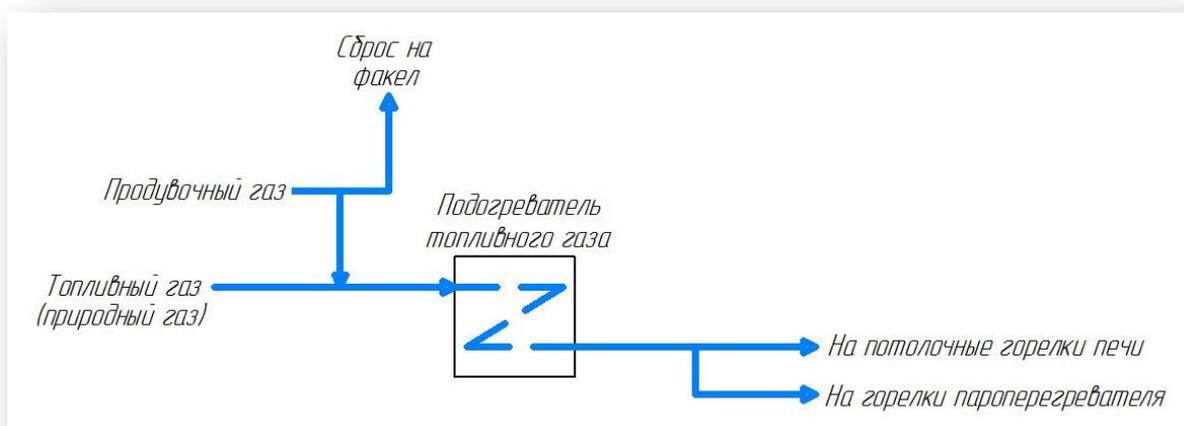


Рисунок 6 – Альтернативная схема введения продувочного газа

На рисунке 6 представлена предлагаемая схема подачи продувочного газа до теплообменного оборудования.

1.3.4 Технико-экономическое и экологическое обоснование повторного использования продувочных газов

Рациональное повторное использование продувочных газов как вторичного энергетического ресурса является не только технически оправданным, но и экономически и экологически целесообразным. Учитывая их значительный энергетический потенциал, применение продувочных газов в качестве топлива позволяет улучшить общий топливно-энергетический баланс аммиачного производства и снизить издержки на закупку основного топлива – природного газа.

«С экономической точки зрения, включение продувочных газов в топливную систему снижает прямые расходы на энергоносители. Даже частичная замена природного газа вторичным топливом способна дать заметный экономический эффект в масштабах непрерывного крупнотоннажного производства. Особенно ощутим экономический выигрыш при росте рыночных цен на природный газ или ужесточении требований по энергоэффективности.» [11].

Возможное изменение точки врезки продувочных газов, как предлагается в данной работе, может способствовать дополнительному повышению эффективности:

- за счёт увеличения КПД теплообменных аппаратов (в частности, змеевика в печи риформинга);
- за счёт более равномерного температурного профиля в радиантной зоне печи;
- за счёт сокращения общего расхода топлива.

С экологической точки зрения, утилизация продувочных газов снижает объёмы выбросов переработанных углеводородов, аргона и остаточного аммиака в атмосферу. Кроме того, сокращается общее количество парниковых газов, образующихся при сжигании природного газа, благодаря его частичной замене утилизируемым побочным потоком. Повышение тепловой эффективности установки также способствует уменьшению удельных выбросов CO_2 на единицу готовой продукции.

Таким образом аммиак является ключевым продуктом современной химической промышленности с широким спектром применения. Однако его синтез остается энергоемким процессом, требующим оптимизации для снижения затрат и экологической нагрузки.

Проведенный анализ показывает, что продувочные газы, образующиеся при синтезе аммиака, содержат ценные компоненты (H_2 , CH_4) и могут быть эффективно использованы в качестве вторичного энергоресурса. Их рациональная утилизация, особенно путем предварительного подогрева и совместного сжигания с природным газом, позволит повысить КПД оборудования за счет оптимизации тепловых режимов.

Предложенное решение соответствует принципам устойчивого развития и ресурсосбережения, демонстрируя потенциал для внедрения на действующих производствах. Дальнейшие исследования должны быть направлены на технико-экономическое обоснование и адаптацию технологии к конкретным промышленным условиям.

Из выше сказанного, оптимизация использования продувочных газов представляет собой практически значимый и экологически ориентированный подход к модернизации аммиачных производств.

В заключение теоретической части обозначим цель работы и поставим задачи.

Цель – повышение эффективности переработки сырья, использования вторичных потоков, снижение негативного воздействия на окружающую среду производства аммиака, уменьшение расходного коэффициента агрегата АМ–76.

В связи с поставленной целью в представленной работе необходимо решить следующие задачи:

- выявить возможные стадии оптимизации;
- предложить техническое решение для повышения эффективности переработки первичных и вторичных ресурсов;
- провести технологические расчеты оборудования.
- сделать выводы об экономической эффективности оптимизации

2 Технологическая часть

2.1 Описание основной технологической линии производства аммиака на агрегате АМ-76

Прием газа высокого давления и очистка от сернистых соединений.

«Природный газ с давлением $44 - 51 \text{ кг/см}^2$ ($4,4 \div 5,1 \text{ МПа}$) поступает из заводской сети. Затем газ проходит через подогреватель поз. 735/1, где подогревается до температуры не более $50 \text{ }^\circ\text{C}$ насыщенным паром $3,5 \text{ кг/см}^2$. Далее газ смешивается с азотоводородной смесью (АВС).

При нормальной работе подача АВС с давлением не более 51 кгс/см^2 и температурой не более $40 \text{ }^\circ\text{C}$ осуществляется с нагнетания I ступени компрессора синтез-газа поз. 401. Объемная доля водорода в газе после смешения составляет $1 - 4 \text{ \% об.}$ » [21].

После смешения с АВС газовая смесь направляется на подогрев и далее на сероочистку по существующей схеме:

- I ступень - гидрирование сернистых соединений в сероводород на алюмокобальтмолибденовом катализаторе;
- II ступень - поглощение образовавшегося сероводорода цинковым адсорбентом.

Для гидрирования органических соединений серы в технологический поток природного дозируется азотоводородная смесь.

«Газовая смесь (природный газ и АВС) под давлением $37 - 40,5 \text{ кгс/см}^2$ ($3,7-4,05 \text{ МПа}$) поступает в «холодный» и «горячий» змеевик, установленные в конвективной зоне БТА (блок теплоиспользующей аппаратуры) печи риформинга поз. 107, где нагревается до температуры $360-400 \text{ }^\circ\text{C}$ теплом дымовых газов. После системы подогрева газовая смесь поступает на гидрирование в аппарат поз. 105 полочного типа» [21].

Гидрирование органических соединений до сероводорода осуществляется водородом на алюмо-кобальт-молибденовом катализаторе при объемной скорости 1680 ч⁻¹ по реакции:



Для поглощения сероводорода после гидрирования газовая смесь проходит аппарат полочного типа поз. 104А и поз. 104Б. Поглощение сероводорода осуществляется при объемной скорости 610 ч⁻¹ по реакции:



«Реакция поглощения сероводорода окисью цинка необратима, поэтому при насыщении поглотителя до 14 – 16 % от его общего веса, его заменяют на свежий» [15]. Газовая смесь, очищенная до содержания серы не более 0,5 мг/м³ с температурой 350 – 390°С и давлением не более 37 кгс/см² (3,7 МПа) направляется на конверсию метана, в трубчатую печь поз. 107.

Для обеспечения безостановочной работы агрегата предусмотрено наличие двух адсорберов. Развязка технологических трубопроводов и отсежные арматуры дают возможность вывести из работы один из аппаратов 104А или 104Б, заменить поглотитель на свежий и затем включить в работу снова. Перегруженный адсорбер подключается вторым по ходу газа.

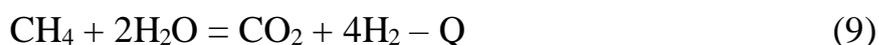
Паровая каталитическая конверсия метана в трубчатой печи (первичный риформинг).

«Перед трубчатой печью газовая смесь смешивается с водяным паром до соотношения пар : газовая смесь, равного 3,1 – 3,4 м³/м³, что

соответствует соотношению пар : природный газ - 3,6 – 4,0 м³/м³. Недопустимо снижение соотношения пара : газ менее 2,7 : 1 из-за возможного выделения углерода, который отлагается на поверхности катализатора и разрушает катализатор, уменьшая его активность и увеличивая гидравлическое сопротивление аппарата.

После смешения с паром парогазовая смесь поступает в подогреватель, расположенный в конвекционной камере трубчатой печи (БТА), где за счет тепла дымовых газов нагревается до температуры не выше 520 °С. Нагретая парогазовая смесь распределяется по реакционным трубам, расположенным в радиантной камере трубчатой печи поз. 107» [21].

В реакционных трубах, на никелевом катализаторе, при температуре на выходе 760 – 830 °С и объемной скорости 1790 ч⁻¹ осуществляется процесс конверсии природного газа с паром по реакциям:



«Тепло, необходимое для процесса конверсии метана, подводится к трубам в камере радиации за счет сжигания топливного газа в потолочных горелках печи» [2].

«После реакционных труб конвертированная парогазовая смесь проходит коллектор и подъемные трубы, где дополнительно нагревается до температуры не более 830 °С и затем по футерованному трубопроводу поступает в конвертор метана II ступени поз. 110.

Остаточное содержание метана в газе после трубчатой печи составляет 9 – 12,5 % и регистрируется на щите ЦПУ автоматическим газоанализатором (AnIR-1).

Трубчатая печь, кроме радиантной камеры с реакционными трубами, конвекционной камеры с блоком теплоиспользующе аппаратуры (БТА), имеет вспомогательную печь поз. 108, в которой за счет сжигания природного газа получается дополнительное количество пара давлением 102 – 107 кгс/см² (10,2 – 10,7 МПа)» [21].

Паровоздушная каталитическая конверсия метана в шахтном конверторе (вторичный риформинг).

«На данной стадии производится окончательная конверсии остаточного метана с кислородом воздуха и паром с одновременным обеспечением необходимого соотношения водорода к азоту в синтез-газе» [3]. Конверсия остаточного метана осуществляется в шахтном конверторе поз. 110, в который загружается никелевый катализатор и при необходимости термостойкий алюмохромовый катализатор.

Конвертированный газ после трубчатой печи с температурой не более 830 °С поступает в кольцевое пространство смесителя конвертора метана поз. 110.

«Воздух, необходимый для процесса, подается центробежным компрессором под давлением не более 35 кгс/см² (3,5 МПа).

Перед поступлением в конвертор поз. 110 в трубопровод воздуха добавляется водяной для защиты змеевиков подогревателя от перегрева и во избежание обратного хода конвертированного газа при остановке агрегата.

Паровоздушная смесь нагревается до температуры 460 – 500 °С в подогревателе БТА трубчатой печи и поступает в смеситель конвертора метана поз. 110 через центральную трубу» [21].

Для предохранения от перегрева катализатора и обеспечения его нормальной работы в конвертор метана над катализатором имеется свободный объем, где проходит горение части конвертированного газа с кислородом воздуха с подъемом температуры до 1200 – 1250°С по реакциям:





«Затем парогазовая смесь проходит последовательно через слой шестигранных огнеупорных плиток с отверстиями для равномерного распределения газового потока и слой термостойкого алюмохромового катализатора для защиты от воздействия высоких температур» [3].

Процесс конверсии метана второй ступени осуществляется также на никелевом катализаторе, под давлением не более 32 кгс/см^2 ($3,2 \text{ МПа}$) при температуре на выходе из конвертора не более $1010 \text{ }^\circ\text{C}$ и объемной скорости (по входящему газу) $\sim 3900 \text{ час}^{-1}$ по следующим реакциям:



Расход воздуха на процесс поддерживается в таком количестве, чтобы обеспечить перед отделением синтеза соотношение $\text{H}_2:\text{N}_2 = 3:1$.

Содержание метана и полный состав конвертированного газа (CH_4 , H_2 , CO , CO_2) на выходе с конвертора контролируется на щите ЦПУ с помощью автоматического газоанализатора (AnIRAh-2).

«Конвертированная парогазовая смесь после конвертора метана поз. 110 охлаждается в двух котлах-утилизаторах поз. 111 А, Б до температуры $380 - 480 \text{ }^\circ\text{C}$, затем в котле-утилизаторе поз. 112 до температуры $330 - 380 \text{ }^\circ\text{C}$ и направляется на конверсию окиси углерода.

В котлах-утилизаторах (поз. 111 А, Б; 112) за счет тепла конвертированной парогазовой смеси вырабатывается насыщенный пар давлением $102 \div 107 \text{ кгс/см}^2$ ($10,2 \div 10,7 \text{ МПа}$)» [21].

Двухступенчатая конверсия окиси углерода.

Процесс конверсии окиси углерода описывается основной реакцией:



«Глубокая конверсии окиси углерода обеспечивается проведением процесса в две ступени:

I ступень – на среднетемпературном железохромовом катализаторе;

II ступень – на низкотемпературном цинк-хром-медно-алюминиевом катализаторе» [5].

«Конвертированная парогазовая смесь после котла-утилизатора с температурой 330 – 380 °С поступает в конвертор окиси углерода I ступени поз. 114, где на среднетемпературном катализаторе при объемной скорости по сухому газу на входе 2120 м³/м³ катализатора в час происходит конверсия до остаточного содержания окиси углерода на выходе не более 4 %. В результате экзотермической реакции выделяется тепло и температура на выходе из 114 аппарата составляет до 450 °С» [21].

«На железохромовом катализаторе при вышеуказанных условиях возможно также образование незначительного количества аммиака» [12].

Остаточное содержание окиси углерода после конвертора окиси углерода I ступени контролируется из ЦПУ с помощью автоматического газоанализатора AnR-140.

«Затем конвертированная парогазовая поступает в котел-утилизатор поз. 115, где за счет утилизации тепла получается пар 102 – 107 кгс/см² (10,2 ÷ 10,7 МПа), конвертированная парогазовая смесь при этом охлаждается до температуры 330 – 340 °С.

Далее конвертированная парогазовая смесь охлаждается до температуры 200 – 240 °С в подогревателе неочищенной азотоводородной смеси (АВС) поз. 116, идущей на метанирование и поступает в конвертор окиси углерода II ступени поз. 117» [21].

«На низкотемпературном цинк-хром-медно-алюминиевом или цинк-медном катализаторе при температуре 200 – 260 °С происходит более глубокая конверсия окиси углерода с водяным паром до остаточного содержания окиси углерода в конвертированном газе не более 0,65 % по сухому газу» [6].

Содержание окиси углерода в газе после конвертора окиси углерод II ступени поз. 117 контролируется в ЦПУ с помощью автоматического газоанализатора AnR-141.

После конвертора окиси углерода II ступени поз. 117 конвертированный неочищенный газ проходит узел охлаждения конвертированного газа поз.145, где за счет впрыска газового охлаждается до температуры не более 180 °С и поступает в газовые кипятильники поз. 306А,Б.

После газовых кипятильников образовавшийся конденсат отделяется в сепараторе поз. 309 и выдается на отделение разгонки газового конденсата в поз. 150.

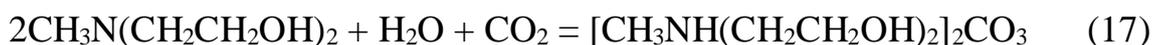
Затем газ используется в качестве теплоносителя в абсорбционно-холодильной установке АХУ Г, где охлаждается температуры не более 120 °С.

«Далее газ охлаждается до температуры не выше 100 °С в поз. 119, нагревая очищенный от двуокиси углерода газ после абсорбера поз. 301. Окончательное охлаждение конвертированного газа до температуры на входе в абсорбер поз.301 не более 50 °С происходит в аппарате воздушного охлаждения поз. 120.

После аппарата воздушного охлаждения поз. 120 конвертированный газ освобождается от сконденсировавшейся влаги в сепараторе-влажнотделителе поз. 123 и направляется на очистку от двуокиси углерода в абсорбер поз. 301. Газовый конденсат, отбившийся в поз. 123 направляется на отделение разгонки газового конденсата в поз. 150» [21].

Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода.

Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода раствором метилдиэтанолamina (МДЭА) основана на следующих основных уравнениях в две стадии:



Указанные реакции являются обратимыми. При низких и умеренных температурах и повышенном парциальном давлении CO_2 в абсорбере реакции идут слева направо, то есть с поглощением углекислого газа. Процесс регенерации происходит при противоположных условиях, при повышенной температуре и низком давлении, которые созданы в регенераторах-рекуператорах поз. 303А, Б.

«Очистка конвертированного газа от CO_2 осуществляется 36 – 42 % -ным раствором МДЭА по двухпоточной схеме с регенерацией раствора в регенераторах-рекуператорах.

Конвертированный газ под давлением не более 28 кгс/см² (2,8 МПа) и с температурой не более 50 °С подается в абсорбер поз. 301, орошаемый раствором МДЭА с температурой 46 – 50 °С.

Абсорбция CO_2 происходит в абсорбере с высокослойными многосливными ситчатыми тарелками. В соответствии с принятой двухпоточной схемой абсорбер разделен на 2 секции: нижнюю и верхнюю. Конвертированный газ проходит вначале нижнюю секцию абсорбера, а затем верхнюю и очищается до остаточного содержания CO_2 не выше 0,03 %. В верхней части абсорбера очищенный конвертированный газ проходит колпачковые тарелки, сепарирующее устройство и выносной отделитель для уменьшения уноса раствора с газом. Очищенный от CO_2 конвертированный газ направляется на метанирование» [21].

Содержание CO_2 в конвертированном газе после нижней и верхней секции абсорбера контролируется в ЦПУ газоанализаторами с сигнализацией AnIRAh-301, AnIRAh-302.

Насыщенный раствор выходит из нижней секции абсорбера с содержанием CO_2 98 – 104 г/дм³ или 0,35 – 0,45 моль CO_2 /моль МДЭА с температурой 47 ÷ 65 °С и поступает на регенерацию.

Регенерация происходит в двух параллельно работающих регенераторах – рекуператорах поз. 303А/Б, после процесса десорбции раствор разделяется на два потока: первый – слабoreгенерированный до содержания CO_2 15 – 30 г/дм³; второй – глубокoreгенерированный до содержания CO_2 2 -10 г/дм³. Уже два независимых друг от друга потока охлаждаются в аппаратах воздушного охлаждения, теплообменниках и затем насосами возвращаются в адсорбер поз. 301 в верхнюю и нижнюю секцию соответственно.

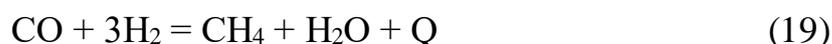
Выделившийся углекислый газ в процессе регенерации охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения, отделяется от влаги в сепараторе и выдается в заводскую сеть в качестве сырья для производства карбамида.

Метанирование.

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

«Тонкая очистка газа от окиси и двуокиси углерода производится метанированием, основанным на реакции взаимодействия CO и CO_2 с водородом, содержащемся в газе, с образованием метана и воды» [18].

Реакции метанирования:



Реакции являются экзотермическими. Теоретическое повышение температуры на 1 % CO составляет 74 °С и на 1 % CO_2 ~ 60 °С.

«Для осуществления процесса метанирования требуется подогрев газа, поэтому перед входом в метанатор неочищенная азотоводородная смесь проходит последовательно два подогревателя: поз. 119, нагреваясь до температуры не более 100 °С конвертированным газом после АХУ, и поз. 116, нагреваясь до температуры 230 – 320 °С конвертированной парогазовой

смесью, идущей из котла-утилизатора поз.115, и поступает в метанатор поз. 501.

В метанаторе газ проходит слой никелевого катализатора (объемная скорость газа 4340 ч^{-1}), в присутствии которого водород вступает в реакцию с CO и CO₂ и, таким образом, происходит тонкая очистка газа до содержания не более 1 – 10 млн. долей CO и 1 – 5 млн. долей CO₂.

Очищенная азотоводородная смесь из метанатора с температурой не более 380 °С поступает в межтрубное пространство подогревателя воды высокого давления поз. 502, где охлаждается до 120 – 180 °С, а затем проходит межтрубное пространство подогревателя питательной воды низкого давления поз. 503, охлаждаясь до 55 – 65 °С» [21].

Окончательное охлаждение ABC до 21 – 45 °С и конденсации водяных паров, образовавшихся в результате реакций метанирования, происходит в аппарате воздушного охлаждения поз. 504, и во влагоотделителе поз. 505. Газовый конденсат с сепаратора направляется на отделение разгонки газового конденсата в поз. 150.

На выходе из влагоотделителя поз. 505 предусмотрен автоматический анализ газа поз. AnRAh 501 – 504 на содержание CO, CO₂, H₂ и CH₄ (соответственно).

Компримирование азотоводородной смеси.

Очищенная от окислов углерода азотоводородная смесь с давлением 23,5 – 24,5 кгс/см² (2,30 – 2,40 МПа) и температурой 21 – 45 °С поступает на всас компрессора поз.401.

«В первой секции газ сжимается до давления не более 51 кгс/см² (5,00 МПа) и с температурой не более 165 °С поступает в холодильник с воздушным охлаждением поз. 177-С, где охлаждается до 30 ÷ 49 °С, и через сепаратор поз. 105-F, в котором отделяется газовый конденсат, поступает на всас II секции компрессора» [21].

После сжатия во II секции газ с давлением не более 101 кгс/см² (1,01 МПа) и температурой не более 182 °С проходит обратный клапан и поступает

в холодильник поз. 116-С с воздушным охлаждением, где охлаждается до 30 – 49 °С. После холодильника газ направляется в аммиачный испаритель поз. 129-С, а затем в сепаратор поз.123-Ф, в котором отделяется газовый конденсат. Синтез-газ после сепаратора поз. 123-Ф направляется на установку осушки синтез-газа для удаления присутствующих в газе H₂O, СО, СО₂, так как они являются ядами для катализатора колонны синтеза.

Пройдя установку осушки, газ с температурой около минус 5 °С направляется на всас третьей ступени компрессора поз. 401.

«В III-й ступени компрессора азотоводородная смесь сжимается до давления не более 218 кгс/см² (21,38 МПа) и с температурой не более 143 °С поступает в холодильник с воздушным охлаждением поз. 178С, где охлаждается до 45 – 55 °С. После холодильника газ освобождается от газового конденсата в сепараторе поз.124F и идет на всас IV ступени компрессора.

В четвертой секции газ сжимается до давления не более 265 кгс/см² (26,5 МПа) и с температурой не более 160 °С поступает в воздушный холодильник поз. 124С, в котором охлаждается до 40 – 50 °С и направляется в отделение синтеза» [21].

Газ перед подачей в отделение синтеза проходит сепаратор масла поз.464 для удаления возможных следов утечки масла из уплотнений компрессора поз.401. Следы масла и механических включений оседают на фильтрующих элементах сепаратора и стекают в нижнюю часть аппарата.

Синтез аммиака и захолаживание.

«Свежая азотоводородная смесь после сжатия в четвертой ступени центробежного компрессора поз. 401 до давления не более 265 кгс/см² (26,5 МПа) направляется в межтрубное пространство выносного теплообменника поз. 602, минуя конденсационную колонну поз.605. Свежий синтез-газ смешивается с циркуляционным газом в трубопроводе перед теплообменником поз.602, затем, проходя через аппарат, где нагревается до

температуры не более 195 °С теплом встречного газа, идущего по трубкам, и далее поступает в колонну синтеза поз. 601» [21].

В колонне синтеза на железном катализаторе происходит образование аммиака по следующей реакции:



Основной поток синтез-газа газа после теплообменника поз. 602 направляется в нижнюю часть колонны синтеза и проходит снизу, остальная часть газа поступает в колонну через так называемые «холодные байпасы», необходимые для регулирования температуры на каждой из полок катализатора. Всего в колонне синтеза три катализаторные полки и два теплообменника, один межполочный, другой выносной, находящийся на выходе из колонны в ее горловине. «Реакция образования аммиака протекает при температуре 450 – 510 °С, до этой температуры газ нагревается проходя через кольцевой зазор между внешним корпусом и корпусом насадки, а так же во встроенных теплообменниках» [7].

На выходе с колонны после верхнего теплообменника газ, охлажденный до температуры не более 344 °С, поступает в подогреватель воды поз. 603.

«После подогревателя воды поз.603 газ с температурой не более 240 °С проходит трубное пространство выносного теплообменника поз.602, охлаждаясь до 65 – 75 °С газом, идущим по межтрубному пространству, и поступает в аппараты воздушного охлаждения поз. 604, где из газа конденсируется часть аммиака» [21].

Сконденсировавшийся аммиак отделяется в сепараторе поз. 621, а газовая смесь, содержащая 11 – 12 % аммиака, направляется на всас циркуляционного колеса компрессора АВС поз. К-401, где дожимается до давления не более 265 кгс/см² (26,0 МПа), компенсируя потери давления в системе.

«Из циркуляционного колеса газовая смесь поступает на вторичную конденсационную систему, состоящую из конденсационной колонны поз.605 и испарителя жидкого аммиака поз.606. Газ подается сверху в конденсационную колонну поз. 605, проходит межтрубное пространство теплообменника, охлаждаясь газом, идущим по трубкам, до 18 – 25 °С, и поступает в испаритель жидкого аммиака поз. 606, где проходя по U – образным трубкам высокого давления, охлаждается до температуры не более 3 °С за счет аммиака, кипящего в межтрубном пространстве испарителя при температуре минус 12 °С.

Из трубного пространства испарителя поз.606 смесь охлажденного циркуляционного газа и сконденсировавшегося аммиака поступает в сепарационную часть конденсационной колонны поз. 605, где в результате прохода через завихритель и корзину с кольцами Рашига происходит отделение жидкого аммиака от газа. Затем циркуляционный газ из колонны поз.605 направляется к выносному теплообменнику поз.602, перед входом в который смешивается со свежим синтез-газом» [21].

Для регулирования концентрации инертных газов в системе синтеза и поддержания их количества на определенном уровне предусматривается постоянная продувка газа. «Газ отбирается после вторичной конденсационной системы на выходе циркуляционного газа из конденсационной колонны поз. 605, то есть до смешивания потока циркуляционного газа со свежим синтез-газом.» [8]. Из продувочного газа в конденсационной колонне отделяется поз. 611 аммиак, а оставшиеся инертные газы поступает на первичный риформинг в качестве топлива.

Жидкий аммиак, отделившийся в сепараторе поз. 621, в конденсационных колоннах поз. 605 и поз. 601, а также приходящий с установки осушки синтез газа, поступает в сборник жидкого аммиака поз. 610, а затем направляется на установку захолаживания.

Из сборника поз. 610 производственный аммиак проходя через переохладители поз. 918А и поз. 918Б по трубному пространству и

сепараторы – расширители поз. 917 А, Б охлаждается до температуры (-)28 – (-)34 °С, вследствие поэтапного понижения давления с 200 – 230 кгс/см² до практически 0 кгс/см².

Переохлажденный аммиак насосом поз.923 может выдаваться по двум линиям: «холодного» и «теплого» аммиака:

– в изотермическое хранилище по линии «холодного» аммиак выдается с температурой (-)28 – (-)34 °С сразу с нагнетания насосов поз. 923;

– в сферические резервуары аммиак выдается по линии «теплого» с нагнетания насосов поз. 923, проходит межтрубное пространство теплообменников поз. 918А и поз. 918Б, где нагревается до температуры не более 4 °С.

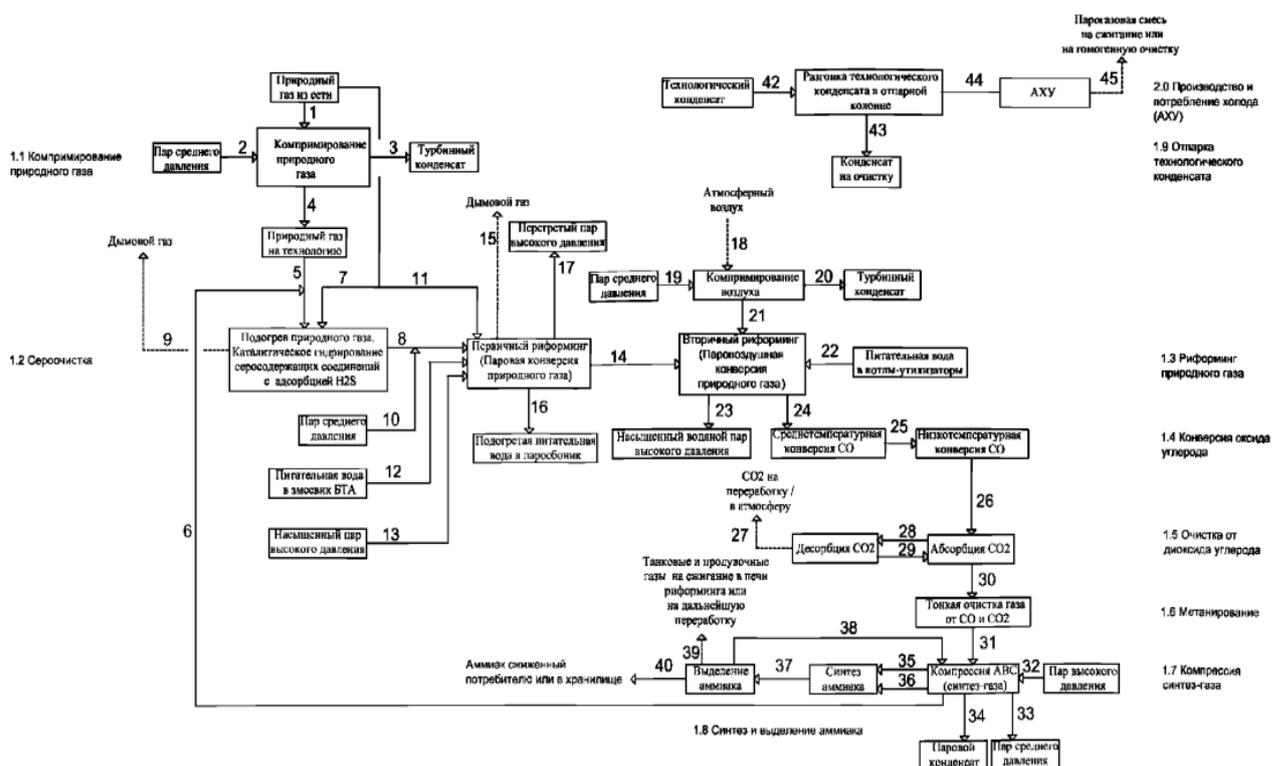


Рисунок 7 – Блок-схема технологического процесса производства аммиака

Принципиальная схема процесса производства аммиака изображена на рисунке 7.

2.2 Описание технологической схемы топливного газа

Природный газ для сжигания (топливный газ) поступает из общезаводской сети с давлением 10 - 12 кгс/см² через электрозадвижку HCV-700 с дистанционным управлением из ЦПУ (Приложение А). «Расход топливного газа на входе в цех измеряется прибором QIR-704, температура – TIR-700 и давление – PIRAL-704. При снижении давления газа на входе в цех до 10 кгс/см² срабатывает предупредительная сигнализация PIRAL-704. После диафрагмы QIR-704 топливный газ через клапана PCV - 701/1,2 направляется в сепаратор топливного газа поз.102, где отделяется газовый конденсат, до клапанов PCV- 701/1,2 предусмотрен отбор природного газа в абсорбер поз.301. После сепаратора поз.102 топливный газ поступает на горелки пускового подогревателя поз. 607 и через диафрагму QIR-703 часть природного газа направляется на сжигание в горелки вспомогательного котла поз. 108, другая часть проходит подогреватель, расположенный в конвекционной зоне трубчатой печи поз. 107 БТА (блок теплоиспользующей аппаратуры), где нагревается до температуры не более 135 °С, контролируемой датчиком TI -1031. Перед подогревателем в коллектор топливного газа врезан трубопровод танковых и продувочных газов из отделения синтеза» [21].

Природный газ после подогревателя с давлением 3,2-3,4 кгс/см² по PIRCSAHL-5/ (1-3) поддерживаемое клапанами PCV-5 и HCV-13 подается на потолочные горелки, горелки пароперегревателя и туннельные горелки.

Таким образом, технологический процесс производства аммиака на агрегате AM-76 представляет собой комплекс взаимосвязанных стадий. Особенностью данной схемы является глубокая интеграция теплообменных аппаратов позволяющая минимизировать энергопотребление за счет использования тепла химических реакций и использования продувочных газов, содержащих ценные компоненты.

3 Расчетная часть

3.1 Исходные данные для расчета

Расход танкопродувочных газов – 8829 м³/ч с температурой $T_{\text{тпг.}} = 5 \text{ }^\circ\text{C}$ (278 K). Из них расход продувочного газа – 6779 м³/ч, танковых – 2050 м³/ч;

Расход топливного (природного) газа – 17321 м³/ч с температурой $T_{\text{топл.}} = 5 \text{ }^\circ\text{C}$ (278 K);

Общий расход топливного газа на горелки печи п. 107 и вспомогательного котла п.108. – 33000 м³/ч.

Температура смешанного потока природного и танкопродувочных газов с подогревом только природного газа перед горелками печи $T_{\text{исходная.}} = 103 \text{ }^\circ\text{C}$ (376 K).

Состав продувочного газа в объемных процентах, %:

$\text{N}_2 - 19,61$

$\text{H}_2 - 58,82$

$\text{CH}_4 - 14,58$

$\text{Ar} - 4,94$

$\text{NH}_3 - 2,05$

Состав танковых газов в объемных процентах, %:

$\text{N}_2 - 14,47$

$\text{H}_2 - 43,4$

$\text{CH}_4 - 31,85$

$\text{Ar} - 4,98$

$\text{NH}_3 - 5,3$

Состав топливного (природного) газа в объемных процентах, %:

$\text{CH}_4 - 95,41$

$\text{C}_2\text{H}_6 - 2,32$

$\text{C}_3\text{H}_8 - 1,06$

$\text{C}_4\text{H}_{10} - 0,58$

$$C_5H_{12} - 0,35$$

$$CO_2 - 0,04$$

$$N_2 - 0,11$$

$$H_2 - 0,13$$

Массовое содержание компонентов воздуха, %:

$$N_2 - 75,5$$

$$O_2 - 23,15$$

$$Ar - 1,304$$

$$CO_2 - 0,046$$

Массовые концентрации воздуха необходимы для расчёта количества ДЫМОВЫХ ГАЗОВ.

3.2 Расчет оптимизации производства

Расчет параметров дымовых газов.

Составим уравнение реакции горения топливного(природного) газа:



Объемы газа в реакции пропорциональны числу молекул, поэтому если для одной молекулы (метана) объемный расход равен $33000 \text{ м}^3/\text{ч}$, то:

$$V_{O_2 \text{ п.г.}} = 33000 \cdot 2 = 66000 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$V_{CO_2 \text{ п.г.}} = 33000 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$V_{H_2O \text{ п.г.}} = 33000 \cdot 2 = 66000 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Рассчитав объемные расходы, найдем массовые участников реакции по формуле (23):

$$m_i = \frac{V_i}{22,4} \cdot M \quad (23)$$

$$m_{\text{CH}_4 \text{ р.г.}} = \frac{33000}{22,4} \cdot 16 = 23571 \text{ кг/ч}$$

$$m_{\text{O}_2 \text{ р.г.}} = \frac{66000}{22,4} \cdot 64 = 94284 \text{ кг/ч}$$

$$m_{\text{CO}_2 \text{ р.г.}} = \frac{33000}{22,4} \cdot 44 = 64820 \text{ кг/ч}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O р.г.}} = \frac{66000}{22,4} \cdot 36 = 53035 \text{ кг/ч}$$

Кислород для реакции берется из воздуха, следовательно, зная массовый расход кислорода, можем найти расход по компонентам и расход воздуха в целом.

массовые расходы компонентов воздуха:

$$m_{\text{N}_2 \text{ в.}} = \frac{94284}{23,15} \cdot 75,5 = 307492 \text{ кг/ч}$$

$$m_{\text{Ar в.}} = \frac{94284}{23,15} \cdot 1,304 = 5311 \text{ кг/ч}$$

$$m_{\text{CO}_2 \text{ в.}} = \frac{94284}{23,15} \cdot 0,046 = 187 \text{ кг/ч}$$

массовый расход воздуха:

$$m_{\text{в.}} = 307492 + 94284 + 5311 + 187 = 407274 \text{ кг/ч}$$

Принимаем расход воздуха с учетом избытка (1,08):

$$m_{\text{в.изб.}} = 407274 \cdot 1,08 = 439856 \text{ кг/ч}$$

Расходы компонентов воздуха в массовых единицах с учетом избытка:

$$m_{\text{N}_2 \text{ в.изб.}} = 407274 \cdot 0,755 = 332091 \text{ кг/ч}$$

$$m_{\text{O}_2 \text{ в.изб.}} = 407274 \cdot 0,2315 = 101826 \text{ кг/ч}$$

$$m_{\text{Ar в. изб.}} = 407274 \cdot 0,01304 = 5740 \text{ кг/ч}$$

$$m_{\text{CO}_2 \text{ в. изб.}} = 407274 \cdot 0,00046 = 202 \text{ кг/ч}$$

Дымовые газы состоят из продуктов реакции горения и компонентов, содержащихся в воздухе, которые не принимают участие в реакции.

Расчет общего расхода CO_2 в дымовых газах:

$$m_{\text{CO}_2 \text{ д.г.}} = 64820 + 202 = 65022 \text{ кг/ч}$$

Расчет общего расхода O_2 в дымовых газах:

$$m_{\text{O}_2 \text{ д.г.}} = 101826 - 94284 = 7542 \text{ кг/ч}$$

Расход дымовых газов (горячего потока):

$$m_{\text{Г}} = 332091 + 7542 + 5740 + 65022 + 53035 = 463430 \text{ кг/ч}$$

Рассчитанные параметры дымовых газов представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Сводная таблица параметров дымовых газов

Компонент	Расход, кг/ч	М	п, кмоль	ρ при н.у., кг/м ³	φ , доли	ω , доли	C_p , кДж/кг·град
CO_2	65022	44	1477,8	1,96	0,089	0,141	1,02
H_2O	53035	18	2946,4	0,8	0,177	0,114	1,964
O_2	7542	32	235,7	1,43	0,014	0,016	0,972
N_2	332091	28	11860	1,25	0,712	0,717	1,056
Ar	5740	40	143,5	1,78	0,009	0,012	0,521

Расчет параметров смешанного потока природного и танкопродувочных газов.

Объемные расходы компонентов продувочного газа, м³/ч:

$$V_{N_2} = 0,1961 \cdot 6779 = 1329,4$$

$$V_{H_2} = 0,5882 \cdot 6779 = 3987,4$$

$$V_{CH_4} = 0,1458 \cdot 6779 = 988,4$$

$$V_{Ar} = 0,0494 \cdot 6779 = 334,9$$

$$V_{NH_3} = 0,0205 \cdot 6779 = 138,9$$

Объемные расходы компонентов танковых газов, м³/ч:

$$V_{N_2} = 0,1447 \cdot 2050 = 296,6$$

$$V_{H_2} = 0,434 \cdot 2050 = 889,7$$

$$V_{CH_4} = 0,3185 \cdot 2050 = 652,9$$

$$V_{Ar} = 0,0498 \cdot 2050 = 102,1$$

$$V_{NH_3} = 0,053 \cdot 2050 = 108,7$$

Объемные расходы компонентов топливного газа, м³/ч:

$$V_{CH_4} = 0,9541 \cdot 17321 = 16525,9$$

$$V_{C_2H_6} = 0,0232 \cdot 17321 = 401,8$$

$$V_{C_3H_8} = 0,0106 \cdot 17321 = 183,6$$

$$V_{C_4H_{10}} = 0,0058 \cdot 17321 = 100,5$$

$$V_{C_5H_{12}} = 0,0035 \cdot 17321 = 60,6$$

$$V_{CO_2} = 0,0004 \cdot 17321 = 6,9$$

$$V_{N_2} = 0,0011 \cdot 17321 = 19,1$$

$$V_{H_2} = 0,0013 \cdot 17321 = 22,6$$

Продувочный и танковые газы смешиваются и составляют танкопродувочными газы.

Найдем объемные расходы компонентов танкопродувочных газов, м³/ч:

$$V_{N_2} = 1329,4 + 296,6 = 1626$$

$$V_{H_2} = 3987,4 + 889,7 = 4877,1$$

$$V_{CH_4} = 988,4 + 652,9 = 1641,3$$

$$V_{Ar} = 334,9 + 102,1 = 437,0$$

$$V_{NH_3} = 138,9 + 108,7 = 247,6$$

Массовые расходы компонентов танкопродувочных газов, кг/ч:

$$m_{N_2} = \frac{1626}{22,4} \cdot 28 = 2032,5$$

$$m_{H_2} = \frac{4877,1}{22,4} \cdot 2 = 435,46$$

$$m_{CH_4} = \frac{1641,3}{22,4} \cdot 16 = 1172,36$$

$$m_{Ar} = \frac{437,0}{22,4} \cdot 40 = 780,36$$

$$m_{NH_3} = \frac{247,6}{22,4} \cdot 17 = 187,91$$

Массовый расход танкопродувочных газов:

$$m_{\text{тпг.}} = 2032,5 + 435,46 + 1172,36 + 780,36 + 187,91 = 4608,59 \text{ кг/ч}$$

Массовые расходы компонентов топличного газа, кг/ч:

$$m_{CH_4} = \frac{16525,9}{22,4} \cdot 16 = 11804,21$$

$$m_{C_2H_6} = \frac{401,8}{22,4} \cdot 30 = 538,13$$

$$m_{C_3H_8} = \frac{183,6}{22,4} \cdot 44 = 360,64$$

$$m_{C_4H_{10}} = \frac{100,5}{22,4} \cdot 58 = 260,22$$

$$m_{C_5H_{12}} = \frac{60,6}{22,4} \cdot 72 = 194,79$$

$$m_{CO_2} = \frac{6,9}{22,4} \cdot 44 = 13,55$$

$$m_{N_2} = \frac{19,1}{22,4} \cdot 28 = 23,87$$

$$m_{H_2} = \frac{22,6}{22,4} \cdot 2 = 2,02$$

Массовый расход топливного газа:

$$m_{\text{топ.}} = 11804,21 + 538,13 + 360,64 + 260,22 + 194,79 + \\ + 13,55 + 23,87 + 2,02 = 13197,44 \text{ кг/ч}$$

В таблице 2 представлены параметры составных частей холодного потока по отдельности.

Таблица 2 – Параметры топливного и танкопродувочных газов

Наименование потока	Общий расход потока, кг/ч	Компонент	Массовые проценты, %	m, кг/ч	C _p , кДж/(кг·град)
Топливный газ	13197,44	CH ₄	89,44	11804,21	2,253
		C ₂ H ₆	4,08	538,13	1,918
		C ₃ H ₈	2,73	360,64	2,400
		C ₄ H ₁₀	1,97	260,22	1,678
		C ₅ H ₁₂	1,48	194,79	1,667
		CO ₂	0,1	13,55	0,860
		N ₂	0,18	23,87	1,058
		H ₂	0,02	2,02	14,38
Танкопродувочные газы	4608,59	N ₂	44,1	2032,5	1,058
		H ₂	9,45	435,46	14,38

Продолжение таблицы 2

Наименование потока	Общий расход потока, кг/ч	Компонент	Массовые проценты, %	m, кг/ч	C _p , кДж/(кг·град)
-	-	CH ₄	25,44	1172,36	2,253
		Ar	16,93	780,36	0,531
		NH ₃	4,08	187,91	3,100

Топливный и танкопродувочные газы составляют холодный поток, найдем суммарный массовый расход одинаковых компонентов двух потоков, кг/ч:

$$m_{N_2} = 2032,5 + 23,87 = 2056,37$$

$$m_{H_2} = 435,46 + 2,02 = 437,48$$

$$m_{CH_4} = 1172,36 + 11804,21 = 12976,57$$

Массовый расход холодного потока равен сумме всех массовых расходов компонентов:

$$m_x = 2056,37 + 437,48 + 12976,57 + 780,36 + 187,91 + 538,13 + 360,64 + 260,22 + 194,79 + 13,55 = 17806,02 \text{ кг/ч}$$

Количество вещества компонентов холодного потока находим по формуле (24), кмоль:

$$n_i = \frac{m_i}{M} \quad (24)$$

$$n_{N_2} = \frac{2056,37}{28} = 73,44$$

$$n_{H_2} = \frac{437,48}{2} = 218,74$$

$$n_{\text{CH}_4} = \frac{12976,57}{16} = 811,04$$

$$n_{\text{Ar}} = \frac{780,36}{40} = 19,51$$

$$n_{\text{NH}_3} = \frac{187,91}{17} = 11,05$$

$$n_{\text{C}_2\text{H}_6} = \frac{538,13}{30} = 17,94$$

$$n_{\text{C}_3\text{H}_8} = \frac{360,64}{44} = 8,19$$

$$n_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = \frac{260,22}{58} = 4,49$$

$$n_{\text{C}_5\text{H}_{12}} = \frac{194,79}{72} = 2,71$$

$$n_{\text{CO}_2} = \frac{13,55}{44} = 0,31$$

Количество холодного потока:

$$n_{\text{X}} = 1167,42 \text{ кмоль}$$

Мольные доли компонентов холодного потока:

$$\varphi_{\text{N}_2} = \frac{73,44}{1167,42} = 0,0629$$

$$\varphi_{\text{H}_2} = \frac{218,74}{1167,42} = 0,1874$$

$$\varphi_{\text{CH}_4} = \frac{811,04}{1167,42} = 0,6947$$

$$\varphi_{\text{Ar}} = \frac{19,51}{1167,42} = 0,0167$$

$$\varphi_{\text{NH}_3} = \frac{11,05}{1167,42} = 0,0095$$

$$\varphi_{\text{C}_2\text{H}_6} = \frac{17,94}{1167,42} = 0,0154$$

$$\varphi_{\text{C}_3\text{H}_8} = \frac{8,19}{1167,42} = 0,0070$$

$$\varphi_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = \frac{4,49}{1167,42} = 0,0038$$

$$\varphi_{\text{C}_5\text{H}_{12}} = \frac{2,71}{1167,42} = 0,0023$$

$$\varphi_{\text{CO}_2} = \frac{0,31}{1167,42} = 0,0003$$

В таблице 3 представлены параметры общего холодного потока, состоящего из продувочных и танковых газов.

Таблица 3 – Параметры холодного потока

Компо- нент	m, кг/ч	M, г/моль	n, кмоль	φ, доли	ω, доли	ρ при н.у., кг/м ³	C _p , кДж/кг·град
N ₂	2056,37	28	73,44	0,0629	0,1155	1,25	1,052
H ₂	437,48	2	218,74	0,1874	0,0246	0,089	14,565
CH ₄	12976,57	16	811,04	0,6947	0,729	0,714	2,386
Ar	780,36	40	19,51	0,0167	0,0438	1,786	0,528
NH ₃	187,91	17	11,05	0,0095	0,0106	0,759	2,58
C ₂ H ₆	538,13	30	17,94	0,0154	0,0302	1,339	2,032
C ₃ H ₈	360,64	44	8,19	0,0070	0,0203	1,964	2,02
C ₄ H ₁₀	260,22	58	4,49	0,0038	0,0146	2,589	1,909
C ₅ H ₁₂	194,79	72	2,71	0,0023	0,0109	3,214	1,898
CO ₂	13,55	44	0,31	0,0003	0,0008	1,964	0,934

Расчет теплообменника (Приложение Б).

Количество тепла на нагрев холодного потока рассчитываем по формуле (25):

$$Q_X = C_{PX} \cdot m_X \cdot (T_2 - T_1), \quad (25)$$

где C_{PX} – теплоемкость холодного потока,

m_X – расход холодного потока,

T₁, T₂ - начальная и конечная температуры холодного потока.

Холодный поток состоит из топливного (природного) газа и танкопродувочных газов, соответственно:

$$Q_X = Q_{\text{топл.}} + Q_{\text{тпг.}}$$

$$Q_{\text{топл.}} = C_{P_{\text{топл.}}} \cdot m_{X_{\text{топл.}}} \cdot (T_{2_{\text{топл.}}} - T_{1_{\text{топл.}}}),$$

где $T_{1_{\text{топл.}}} = 284 \text{ К}$,

$T_{2_{\text{топл.}}} = 396 \text{ К}$.

$$C_{P_{\text{топл.}}} = C_{P1} \cdot \omega_1 + C_{P2} \cdot \omega_2 + \dots C_{Px} \cdot \omega_x$$

$$\begin{aligned} C_{P_{\text{топл.}}} &= 2,253 \cdot 0,8944 + 1,918 \cdot 0,0408 + 2,4 \cdot 0,0273 + \\ &+ 1,678 \cdot 0,0197 + 1,667 \cdot 0,0148 + 0,860 \cdot 0,001 + 1,058 \cdot 0,0018 + \\ &+ 14,38 \cdot 0,0002 = 2,222 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{топл.}} = 2,222 \cdot 13197,44 \cdot (396 - 284) = 3284367,71 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{тпг.}} = C_{P_{\text{тпг.}}} \cdot m_{X_{\text{тпг.}}} \cdot (T_{2_{\text{тпг.}}} - T_{1_{\text{тпг.}}}),$$

где $T_{1_{\text{тпг.}}} = 278 \text{ К}$,

$T_{2_{\text{тпг.}}} = 396 \text{ К}$.

$$\begin{aligned} C_{P_{\text{тпг.}}} &= 1,058 \cdot 0,441 + 14,38 \cdot 0,0945 + 2,253 \cdot 0,2544 + \\ &+ 0,531 \cdot 0,1693 + 3,1 \cdot 0,0408 = 2,615 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{тпг.}} = 2,615 \cdot 4608,59 \cdot (396 - 278) = 1422072,62 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_X = 3284367,71 + 1422072,62 = 4607440,71 \text{ кДж/ч}$$

Найдем общую температуру холодного потока по формуле (26), исходя из исходной теплоты потоков топливного и танкопродувочных газов:

$$T = \frac{Q_X}{m_{\text{топл.}} \cdot C_{\text{топл.}} + m_{\text{тпг.}} \cdot C_{\text{тпг.}}} \quad (26)$$

$$Q_{\text{топл. исх.}} = 2,222 \cdot 13197,44 \cdot 284 = 8328218,12 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{тпг. исх.}} = 2,615 \cdot 4608,59 \cdot 278 = 3350306,67 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{X \text{ исх.}} = 8328218,12 + 3350306,67 = 11678524,79 \text{ кДж/ч}$$

$$T = \frac{11678524,79}{13197,44 \cdot 2,222 + 4608,59 \cdot 2,615} = 282,2 \text{ К}$$

Расчет средней разности температур

Температурная схема при условии смешанного потока:

$$\begin{array}{l} T_1 \longrightarrow T_2 \\ \underline{t_2 \longrightarrow t_1} \\ \Delta t_{\bar{o}} \quad \Delta t_{\bar{m}}, \end{array}$$

где $\Delta t_{\bar{o}}$, $\Delta t_{\bar{m}}$ – большая и меньшая разность температур между теплоносителями на концах теплообменника.

$$282,2 \text{ К} \rightarrow 396 \text{ К}$$

$$523 \text{ К} \rightarrow 513 \text{ К}$$

$$\Delta t_{\bar{o}} = 240,8$$

$$\Delta t_{\bar{m}} = 117$$

Расчет средней разности температур горячего и холодного теплоносителей производится по формуле (27):

$$\Delta t_{CP} = A / (2,3 * \lg((\Delta t_{\bar{o}} + \Delta t_{\bar{m}} + A) / (\Delta t_{\bar{o}} + \Delta t_{\bar{m}} - A))) \quad (27)$$

Коэффициент A рассчитывается по формуле (28):

$$A = (\delta T^2 + \delta t^2)^{0,5}, \quad (28)$$

где δT – изменение температур холодного теплоносителя,

δt – изменение температур горячего теплоносителя.

$$\delta T = T_1 - T_2 = 113,8 \text{ К}$$

$$\delta t = t_2 - t_1 = 10 \text{ К}$$

$$A = (113,8^2 + 10^2)^{0,5} = 114,2$$

$$\Delta t_{CP} = \frac{114,2}{2,3 \cdot \lg\left(\frac{240,8 + 117 + 114,2}{240,8 + 117 - 114,2}\right)} = 173 \text{ К}$$

Расчет коэффициента теплопередачи

Расчет коэффициента теплоотдачи от дымовых газов к трубам теплообменника находится по формуле (29):

$$\alpha_{\Gamma} = \frac{Nu \cdot \lambda_{\Gamma}}{t} \quad (29)$$
$$\alpha_{\Gamma} = \frac{1,342 \cdot 0,0427}{0,0035} = 16,37 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Критерий Нуссельта горячего потока рассчитывается по формуле (30):

$$Nu_{\Gamma} = C \cdot \left(\frac{d}{t}\right)^{-0,54} \cdot \left(\frac{e}{t}\right)^{-0,14} \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,4}, \quad (30)$$

где $C = 0,25$,

e – высота ребра, $e = 0,019$ м.

$$Nu_{\Gamma} = 0,25 \cdot \left(\frac{0,140}{0,0035}\right)^{-0,54} \cdot \left(\frac{0,019}{0,0035}\right)^{-0,14} \cdot 496,15^{0,65} \cdot 0,736^{0,4} = 1,342$$

Расчет критерия Прандтля для горячего потока по формуле (31):

$$Pr_{\Gamma} = \frac{c_{\Gamma} \cdot \mu_{\Gamma}}{\lambda_{\Gamma}}, \quad (31)$$

где c_{Γ} – теплоемкость дымовых газов, $c_{\Gamma} = 1,147$ кДж/(кг·град)

μ_{Γ} – вязкость дымовых газов, $\mu_{\Gamma} = 27,4 \cdot 10^{-6}$ Па·с

λ_{Γ} – теплопроводность дымовых газов, $\lambda_{\Gamma} = 0,0427$ Вт/(м·град)

$$Pr_{\Gamma} = \frac{1147 \cdot 27,4 \cdot 10^{-6}}{0,0427} = 0,736$$

Критерий Рейнольдса горячего потока считаем по формуле (32):

$$Re_{\Gamma} = \frac{\omega_{\Gamma} \cdot t \cdot \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \quad (32)$$
$$Re_{\Gamma} = \frac{5,93 \cdot 0,0035 \cdot 0,655}{27,4 \cdot 10^{-6}} = 496,15,$$

где t – шаг ребра, $t = 0,0035$ м.;

ω_{Γ} – скорость горячего потока.

Скорость горячего потока находим по формуле (33):

$$\omega_{\Gamma} = \frac{m_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} \cdot S_C}, \quad (33)$$

где m_{Γ} – расход горячего потока (дымовых газов), кг/с;

ρ_{Γ} – плотность дымовых газов, кг/м³;

S_C – площадь проходного сечения межтрубного пространства, м²;

Общая плотность потока находится по формуле (34):

$$\rho_{\text{общ.}} = \rho_1 \cdot \chi_1 + \rho_2 \cdot \chi_2 + \dots + \rho_x \cdot \chi_x \quad (34)$$

$$\rho_{\Gamma} = 1,96 \cdot 0,089 + 0,8 \cdot 0,177 + 1,43 \cdot 0,014 + 1,25 \cdot 0,712 + 1,78 \cdot 0,009 = 0,655 \text{ кг/м}^3$$

Площадь проходного сечения межтрубного пространства ищем по формуле (35):

$$S_C = (N + 1) \cdot L \cdot (b - d_{\text{нар}}), \quad (36)$$

где N – число труб в ряду теплообменника, $N = 12$;

L – длина пучка, $L = 15443$ мм.;

b – шаг труб в ряду (по центрам), $b = 305$ мм.;

$d_{\text{нар}}$ – наружный диаметр трубопровода, $d_{\text{нар}} = 140$ мм.

$$S_C = (12+1) \cdot 15,443 \cdot (0,305-0,140) = 33,13 \text{ м}^2$$

$$\omega_{\Gamma} = \frac{128,73}{0,655 \cdot 33,13} = 5,93 \text{ м/с}$$

Расчет коэффициента теплоотдачи от труб к холодному потоку рассчитываем по формуле (36):

$$\alpha_X = \frac{Nu_X \lambda_X}{d_{НАР} - 2 \cdot h}, \quad (36)$$

где h – высота оребрения теплообменника.

$$\alpha_X = \frac{481,25 \cdot 39,6 \cdot 10^{-3}}{0,14 - 2 \cdot 0,006} = 148,89 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

Критерий Нуссельта холодного потока рассчитывается по формуле (37):

$$Nu_X = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \quad (37)$$

$$Nu_X = 0,021 \cdot 321203,4^{0,8} \cdot 0,784^{0,43} = 481,25$$

Критерий Рейнольдса холодного потока считаем по формуле (38):

$$Re_X = \frac{\omega_X \cdot (d_{НАР} - 2 \cdot h) \cdot \rho_X}{\mu_X}, \quad (16)$$

ω_X – скорость холодного потока (смесь природного и танкопродувочных газов);

μ_X – вязкость холодного потока, по наибольшему компоненту $\mu_X = 12,82 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$;

$$Re_X = \frac{6,51 \cdot (0,14 - 2 \cdot 0,006) \cdot 4,934}{12,82 \cdot 10^{-6}} = 321203,4$$

Скорость холодного потока находим по формуле (17):

$$\omega_X = \frac{m_X}{\rho_X \cdot N \cdot 0,785 \cdot (d_{НАР} - 2 \cdot h)^2}, \quad (17)$$

где ρ_X – плотность холодного потока, $\text{кг}/\text{м}^3$.

$$\begin{aligned} \rho_X = & 1,25 \cdot 0,0629 + 0,089 \cdot 0,1874 + 0,714 \cdot 0,6947 + 1,786 \cdot 0,0167 + \\ & + 0,759 \cdot 0,0095 + 1,339 \cdot 0,0154 + 1,964 \cdot 0,007 + 2,589 \cdot 0,0038 + 3,214 \cdot 0,0023 + \\ & + 1,964 \cdot 0,0003 = 0,681 \text{ кг}/\text{м}^3 \end{aligned}$$

Расчет поправки плотности на температуру и давление по формуле (18):

$$\rho_X = \rho_{X0} \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T}, \quad (18)$$

где P – давление холодного потока, $\rho = 9 \text{ кг/м}^3$;

T – средняя температура потока, $T = (282,2+396)/2 = 339,1 \text{ К}$;

T_0, P_0 – температура и давление при нормальных условиях

$$\rho_X = 0,681 \frac{9 \cdot 273}{1 \cdot 339,1} = 4,934 \text{ кг/м}^3$$

$$\omega_X = \frac{4,95}{4,928 \cdot 12 \cdot 0,785 \cdot (0,14 - 2 \cdot 0,006)^2} = 6,51 \text{ м/с}$$

Расчет критерия Прандтля для холодного потока по формуле (19):

$$Pr = \frac{C_{PX} \mu_X}{\lambda_X} \quad (38)$$

$$Pr = \frac{2,421 \cdot 12,82 \cdot 10^{-6}}{39,6 \cdot 10^{-3}} = 0,784$$

Коэффициент теплопередачи рассчитывается по формуле (39):

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_T} + \frac{h}{\lambda_{CT}} + \frac{1}{\alpha_X}\right)}, \quad (39)$$

где K – коэффициент теплопередачи,

α_T – коэффициент теплоотдачи горячего потока,

α_X – коэффициент теплоотдачи холодного потока.

λ_{CT} – теплопроводность металла стенки, для стали 20 $\lambda_{cm} = 49,6 \text{ Вт/м} \cdot \text{град}$.

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{16,37} + \frac{0,006}{49,6} + \frac{1}{148,89}\right)} = 14,72 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Определение поверхности теплопередачи по формуле (40):

$$F = \frac{Q_X}{K \cdot \Delta t_{CP}} \quad (41)$$

$$F = \frac{1279844,64}{14,72 \cdot 173} = 502,58 \text{ м}^2,$$

где $Q_X = 4607440,71 \text{ кДж/ч} = 1279844,64 \text{ Вт}$

Принимаем запас 20%:

$$F = 502,58 \cdot 1,2 = 603,1 \text{ м}^2$$

Определение числа рядов труб по формуле (42):

$$n_{рядов} = \frac{F}{3,14 \cdot (d_{НАР} - 0,5 \cdot h) \cdot L \cdot N \cdot f} \quad (42)$$

$$n_{рядов} = \frac{603,1}{3,14 \cdot (0,140 - 0,5 \cdot 0,006) \cdot 15,443 \cdot 12 \cdot 20} = 0,378$$

Число рядов округляется в большую сторону $n_{рядов} = 1$

Расчет количества труб по формуле (23):

$$n_{ТР} = n_{рядовОКР} \cdot N \quad (23)$$

$$n_{ТР} = 1 \cdot 12 = 12$$

Гидравлический расчет межтрубного пространства

Объемный расход дымовых газов по формуле (24):

$$V = \frac{m_{Г}}{\rho_{Г}} \quad (24)$$

$$V = \frac{128,73}{0,655} = 196,53 \text{ м}^3/\text{с}$$

Диаметр гидравлический находится по формуле (25):

$$D_{\Gamma} = d_{HAP} \cdot (1,955 \cdot (\frac{b}{d_{HAP}})^2 - 1) \quad (25)$$

$$D_{\Gamma} = 0,140 \cdot (1,955 \cdot (\frac{0,305}{0,140})^2 - 1) = 1,159 \text{ м}$$

Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства рассчитывается по формуле (26):

$$\Delta P = Eu \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \omega_{\Gamma}^2 \quad (26)$$

$$\Delta P = 0,77 \cdot 0,655 \cdot 5,93^2 = 17,73 \text{ Па}$$

Коэффициент Re рассчитывается по формуле (27):

$$Re = \frac{\omega_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma} \cdot \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \quad (27)$$

$$Re = \frac{5,93 \cdot 1,159 \cdot 0,655}{27,4 \cdot 10^{-6}} = 164296,71$$

Коэффициент Eu рассчитывается по формуле (43):

$$Eu = (3 + ((n_{рядов} + 0,5) \cdot N)) \cdot (\frac{b}{d_{HAP}})^{-0,23} \cdot Re^{-0,26} \quad (43)$$

$$Eu = (3 + ((1 + 0,5) \cdot 12)) \cdot (\frac{0,305}{0,140})^{-0,23} \cdot 164296,71^{-0,26} = 0,77$$

Гидравлическое сопротивление трубного пространства.

Полное гидравлическое сопротивление находится по формуле (44):

$$\Delta p = \Delta p_{ск.} + \Delta p_{тр.} + \Delta p_{м.с.} \quad (44)$$

Потеря давления на создание скорости потока по формуле (45):

$$\Delta p_{ск.} = \frac{\omega_X^2 \cdot \rho_X}{2}, \quad (45)$$

где ω_x – скорость холодного потока в трубопроводе, м/с.» [10].

$$\Delta p_{\text{ск.}} = \frac{6,51^2 \cdot 4,934}{2} = 105 \text{ Па}$$

Потеря давления при трении рассчитываем по формуле (46):

$$\Delta p_{\text{тр.}} = \lambda \cdot \frac{L}{d_3} \cdot \frac{\omega_x^2 \cdot \rho_x}{2}, \quad (46)$$

где λ – коэффициент трения безразмерный, его значение в общем случае зависит от режима течения и шероховатости стенки трубы;

L – длина трубы, м. $L = 192,028$ м;

d_3 – эквивалентный диаметр, м (для трубы круглого сечения $d_3 = d$), внутренний диаметр трубы 140×6 мм. равен 128 мм. = 0,128 м.

Формула (47) для расчета коэффициента трения λ в шероховатых трубах:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{\varepsilon}{3,7} + \left(\frac{6,81}{\text{Re}_x} \right)^{0,9} \right], \quad (47)$$

где ε – относительная шероховатость, т. е. отношение средней высоты выступов (бугорков) e на стенках трубы к ее эквивалентному диаметру d_3 .

Относительную шероховатость находим по формуле (48):

$$\varepsilon = \frac{e}{d_3}, \quad (48)$$

где e – среднее значение шероховатости стенок труб, мм., для стальных цельнотянутых сварных труб при незначительной коррозии $e = 0,0002$ м.

$$\varepsilon = \frac{0,0002}{0,128} = 0,0016$$

$$\lambda = \left(\frac{1}{-2 \lg \left[\frac{0,0016}{3,7} + \left(\frac{6,81}{321203,4} \right)^{0,9} \right]} \right)^2 = 0,022$$

$$\Delta p_{\text{тр.}} = 0,022 \cdot \frac{192,028}{0,128} \cdot \frac{6,51^2 \cdot 4,934}{2} = 3466 \text{ Па}$$

Потеря давления при преодолении местных сопротивлений рассчитывается по формуле (49):

$$\Delta p_{\text{м.с.}} = \sum \zeta \frac{\omega_X^2 \cdot \rho_X}{2}, \quad (49)$$

где ζ – коэффициент местного сопротивления, безразмерный, $\zeta = AB$.

A , B – коэффициенты, определяющиеся по справочной таблице в зависимости от параметров трубопровода (диаметр, радиус изгиба трубы, угол поворота). Исходя из параметров трубопровода $A = 1,4$; $B = 0,2$; $\zeta = 0,28$.

Местным сопротивлением в данном случае являются калачи, соединяющие параллельные трубы змеевика в количестве 11 шт.

$$\Delta p_{\text{м.с.}} = 11 \cdot 0,28 \cdot \frac{6,51^2 \cdot 4,934}{2} = 323 \text{ Па}$$

Полное гидравлическое сопротивление трубного пространства:

$$\Delta p = 105 + 3466 + 323 = 3894 \text{ Па}$$

Расчет эффекта оптимизации

Задачей данной работы является нагрев смешанного потока природного и танкопродуктовых газов в змеевике для более эффективного сгорания. Соответственно для получения результата оптимизации необходимо сравнить тепловые балансы зоны реакции без подогрева танкопродуктовых газов (подогрев только природного газа) и тепловой баланс с подогревом смешанного потока.

Уравнение теплового баланса зоны горения:

$$Q_{р.г.} + Q_{ф.т.} + Q_{ф.в.} = Q_{ф.д.г.} + Q_{пот.}, \quad (50)$$

где $Q_{р.г.}$ – теплота реакции горения,

$Q_{ф.т.}$ – физическая теплота топлива,

$Q_{ф.в.}$ – физическая теплота воздуха,

$Q_{ф.д.г.}$ – физическая теплота дымовых газов,

$Q_{пот.}$ – теплота потерь в окружающую среду.

Уравнение теплового баланса зоны реакции без подогрева танкопродувочных газов:

$$Q_{р.г.1} + Q_{ф.т.1} + Q_{ф.в.1} = Q_{ф.д.г.1} + Q_{пот.1}$$

Уравнение теплового баланса зоны реакции с подогревом танкопродувочных газов:

$$Q_{р.г.2} + Q_{ф.т.2} + Q_{ф.в.2} = Q_{ф.д.г.2} + Q_{пот.2}$$

Сместим не изменяющиеся параметры в правую сторону уравнения:

$$Q_{р.г.1} + Q_{ф.т.1} = Q_{ф.д.г.1} + Q_{пот.1} - Q_{ф.в.1}$$

$$Q_{р.г.2} + Q_{ф.т.2} = Q_{ф.д.г.2} + Q_{пот.2} - Q_{ф.в.2}$$

Значит, справедливо утверждение:

$$\frac{Q_{р.г.1} + Q_{ф.т.1}}{Q_{р.г.2} + Q_{ф.т.2}} = 1$$

$$Q_{р.г.1} + Q_{ф.т.1} = Q_{р.г.2} + Q_{ф.т.2}$$

Теплота реакции горения находится по формуле (51):

$$Q = V \cdot \Delta H_p \quad (51)$$

$$Q_{p.g.1} = V_{т.г.1} \cdot \Delta H_p$$

$$Q_{p.g.2} = V_{т.г.2} \cdot \Delta H_p ,$$

где $V_{т.г.1}$ – объемный расход смешанного потока без подогрева танкопродувочных газов, м³/ч. $V_{т.г.1} = 26150$ м³/ч;

$V_{т.г.2}$ – объемный расход смешанного потока с подогревом танкопродувочных газов. Неизвестная величина.

ΔH_p – теплотворная способность 1 м³ смеси природного и танкопродувочных газов.

Теплотворная способность 1 м³ топлива рассчитывается по формуле (52):

$$\Delta H_p = x_1 \cdot \Delta H_{сгор.1} + x_2 \cdot \Delta H_{сгор.2} + \dots + x_i \cdot \Delta H_{сгор.i} , \quad (53)$$

где $\Delta H_{сгор.}$ – удельная теплота сгорания, кДж/м³.

Теплофизические свойства смешанного потока по компонентам представлены в таблице 4.

Таблица 4 – Удельные теплоты сгорания компонентов смешанного потока

Компонент	$\Delta H_{сгор.}$, кДж/моль	$\Delta H_{сгор.}$, кДж/м ³
Водород	285,83	12760,27
Метан	890,31	39745,98
Аммиак	383,47	17119,2
Этан	1 559,88	69637,5
Пропан	2220,99	99151,34
Бутан	2 877,13	128443,3
Пентан	3 536,15	157863,84

Теплотворная способность 1 м³ смешанного потока:

$$\Delta H_p = 12760,27 \cdot 0,089 + 39745,98 \cdot 0,6947 + 17119,2 \cdot 0,0095 + \\ + 69637,5 \cdot 0,0154 + 99151,34 \cdot 0,007 + 128443,3 \cdot 0,0038 + \\ 157863,84 \cdot 0,0023 = 31527,48 \text{ кДж/м}^3$$

Теплота реакции горения частично подогретого потока:

$$Q_{p.r.1} = 26150 \cdot 31527,48 = 824443602 \text{ кДж/ч}$$

Физическая теплота топлива находится по формуле (54):

$$Q = C \cdot m \cdot T \quad (54)$$

$$Q_{ф.т.1} = C_{т.1} \cdot m_{т.1} \cdot T_{т.1}$$

$$Q_{ф.т.2} = C_{т.2} \cdot m_{т.2} \cdot T_{т.2},$$

где $m_{т.1}$, $m_{т.2}$ – массовые расходы топлива на потолочные горелки печи, кг/ч. $m_{т.1} = m_{т.2} = 17806,02$ кг/ч;

$T_{т.1}$ $T_{т.2}$ – температуры смешанного потока без подогрева танкопродувочных газов и с подогревом, К. $T_{т.1} = 376$ К, $T_{т.2} = 396$ К.

Теплоемкости смешанного потока указаны в таблице 5.

Таблица 5 – Удельные теплоемкости компонентов смешанного потока при разной температуре

Компонент	Теплоемкость, кДж/кг·град при 376 К	Теплоемкость, кДж/кг·град при 396 К
Азот	1,052	1,052
Водород	14,585	14,605
Аргон	0,527	0,526
Аммиак	2,48	2,46
Углекислый газ	0,953	0,964
Метан	2,495	2,556

Продолжение таблицы 5

Компонент	Теплоемкость, кДж/кг·град при 376 К	Теплоемкость, кДж/кг·град при 396 К
Этан	2,159	2,236
Пропан	2,12	2,20
Бутан	2,45	2,60
Пентан	2,68	2,85

Средние теплоемкости потоков:

$$C_{т.1} = 1,052 \cdot 0,1155 + 14,585 \cdot 0,0246 + 0,527 \cdot 0,0438 + 2,48 \cdot 0,0106 + \\ + 0,953 \cdot 0,0008 + 2,495 \cdot 0,729 + 2,159 \cdot 0,0302 + 2,12 \cdot 0,0203 + 2,45 \cdot 0,0146 + \\ + 2,68 \cdot 0,0109 = 2,52 \text{ кДж/(кг·град)}$$

$$C_{т.2} = 1,052 \cdot 0,1155 + 14,605 \cdot 0,0246 + 0,526 \cdot 0,0438 + 2,46 \cdot 0,0106 + \\ + 0,964 \cdot 0,0008 + 2,556 \cdot 0,729 + 2,236 \cdot 0,0302 + 2,20 \cdot 0,0203 + 2,60 \cdot 0,0146 + \\ + 2,85 \cdot 0,0109 = 2,55 \text{ кДж/(кг·град)}$$

Теплота потоков топлива:

$$Q_{ф.т.1} = 2,52 \cdot 17806,02 \cdot 376 = 16871560 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{ф.т.2} = 2,55 \cdot 17806,02 \cdot 396 = 17980519 \text{ кДж/ч}$$

Объемный расход смешанного потока с подогревом танкопродуктовых газов:

$$V_{т.г.2} = \frac{Q_{р.г.1} + Q_{ф.т.1} - Q_{ф.т.2}}{\Delta H_p}$$

$$V_{т.г.2} = \frac{824443602 + 16871560 - 17980519}{31527,48} = 26115 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Разница между расходом смеси с подогретыми танкопродуктовыми газами и холодными составит:

$$\Delta V_{т.г.} = V_{т.г.1} - V_{т.г.2}$$

$$\Delta V_{т.г.} = 26150 - 26115 = 35 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Таким образом, подогрев танкопродуктовых газов позволяет уменьшить расход природного газа на потолочные горелки печи на 35 м³/ч или 306600 м³/год.

Заключение

Выпускная квалификационная работа на тему «Оптимизация процесса производства агрегата аммиака АМ-76» показывает решение актуальной задачи повышения экономической эффективности и экологической безопасности производства аммиака за счет рационального использования вторичных энергетических ресурсов.

Теоретическая часть работы позволила установить, что продувочные газы, образующиеся в процессе синтеза аммиака, обладают значительным энергетическим потенциалом. Их использование в качестве топлива для печей риформинга позволяет снизить расход природного газа, уменьшить себестоимость продукции и сократить выбросы. Анализ патентных решений подтвердил перспективность внедрения технологий утилизации продувочных газов.

Технологическая часть включала детальное описание производственного процесса на агрегате АМ-76, а также анализ существующей схемы подачи топливного газа. Было предположено, что введение продувочных газов до теплообменного змеевика, а не после него, позволяет повысить эффективность теплообмена и снизить потери энергии.

Расчетная часть подтвердила экономическую целесообразность предложенного решения. Проведенные расчеты показали, что подогрев смеси природного и продувочных газов позволяет сократить расход топлива на 35 м³/ч, что эквивалентно 306 600 м³ в год. Гидравлические расчеты подтвердили работоспособность теплообменного оборудования при новых условиях эксплуатации.

Таким образом, подогрев танкопродувочных газов позволяет снизить расход природного газа для производства, что повышает его энергоэффективность и экологичность.

Список используемых источников

1. Аксенчик К. В. Эволюция и перспективы энерго- и ресурсосберегающих подходов в технологии аммиака // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. 2021. №1. URL: <https://cyberleninka.ru/article/n/evolyutsiya-i-perspektivy-energo-i-resursosberegayuschih-podhodov-v-tehnologii-ammiaka> (дата обращения: 09.01.2025).
2. Ахметов Т. Г., Бусыгин В. М., Гайсин Л. Г., Ахметова Р. Т. Химическая технология неорганических веществ / Под ред. Т. Г. Ахметова – СПб: Лань, 2019. 452 с.
3. Баранов Д. А. Процессы и аппараты химической технологии : учебное пособие / Д.А. Баранов. – 3-е изд., стер. – СПб: Лань, 2020. 408 с. – ISBN 978-5-8114-4984-2. – Текст: электронный // Лань : электронно-библиотечная система. – URL: <https://e.lanbook.com/book/130186> (дата обращения: 15.12.2024).
4. Бойков А. А. Анализ технологического процесса синтеза аммиака с точки зрения автоматизации / А. А. Бойков // Наука. Инновации. Будущее – 2024: Сборник статей Международной научно-практической конференции, Петрозаводск, 13 мая 2024 года. – Петрозаводск: Международный центр научного партнерства «Новая Наука» (ИП Ивановская И.И.), 2024. – С. 72-76. – EDN TEZMWP.
5. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М. : 1972. 720 с.
6. Волкова А. А. Проектирование технологии производства аммиака из природного газа / А. А. Волкова, В. А. Ермолаева // Оригинальные исследования. – 2024. – Т. 14, № 2. – С. 174-185. – EDN BNCMTD.
7. Дормешкин О. Б. Изучение физико-химических свойств аммиака / О. Б. Дормешкин, Н. Ш. Муминов, Б. Т. у. Хошимов // Universum: технические науки. – 2024. – № 6-4(123). – С. 59-66.

8. Дытнерский Ю. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию: Учебное пособие для вузов / Ю.И. Дытнерский, Г.С. Борисов, В. Брыков. – М.: Альянс, 2017. 496 с.

9. «О промышленной безопасности опасных производственных объектов» [Электронный ресурс]: Федеральный закон от 21.07.1997 № 116-ФЗ (ред. От 11.06.2021). URL: https://www.consultant.ru/document/cons_doc_LAW_15234/ (дата обращения: 04.12.2024г.)

10. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учеб. Пособие для вузов / Под ред. чл. корр. АН СССР П.Г. Романкова. Л. : Химия, 1981. 560 с.

11. Пронин, К. С. Утилизация танковых и продувочных газов отделения синтеза производства аммиака / К. С. Пронин, Н. Н. Сеницын // Химическая промышленность сегодня. – 2014. – № 5. – С. 12-15. – EDN SEKIUJ. (дата обращения: 05.05.2025г.)

12. Корниенко С. А. Катализатор синтеза аммиака. Металлоорганические основы / С. А. Корниенко // Глобализация науки: история, современное состояние, перспективы развития : Сборник статей Международной научно-практической конференции, Саратов, 02 августа 2024 года. – Уфа: Общество с ограниченной ответственностью "ОМЕГА САЙНС", 2024. – С. 5-8. – EDN IQZILO.

13. Кургачев А. А. Экспериментальное исследование колонны синтеза аммиака как объекта управления / А. А. Кургачев, Т. Г. Шевцова // Пищевые инновации в биотехнологии : Сборник тезисов VI Международной научной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых, Кемерово, 16 мая 2018 года / Под общей редакцией А.Ю. Просекова. Том 1. – Кемерово: Кемеровский государственный университет, 2018. – С. 189-193. – EDN XPMNZR.

14. Машков А. В. Перспективные направления развития синтеза аммиака / А. В. Машков // Студенческий вестник. – 2022. – № 40-8(232). – С. 43-44. – EDN SRIZIJ.

15. Москвичев Ю. А. Теоретические основы химической технологии: учебное пособие / Ю. А. Москвичев, А. К. Григоричев, О. С. Павлов. – 4-е изд., стер. – Санкт-Петербург: Лань, 2020. 272 с.

16. Соболев А. В. Максимизация выхода продукта в колонне синтеза аммиака с учетом энергоэффективности ее работы / А. В. Соболев, П. В. Корольков // Вестник Международной академии системных исследований. Информатика, экология, экономика. – 2021. – Т. 23. – С. 133-140. – EDN NFNXOQ.

17. Сосна М. Х., Касым О. Н. Основные тенденции в развитии технологии производства аммиака // НефтеГазоХимия. 2017. №4. URL: <https://cyberleninka.ru/article/n/osnovnyie-tendentsii-v-razvitiitehnologii-proizvodstva-ammiaka> (дата обращения: 19.10.2024).

18. Столяров А. А. Технологические аспекты производства аммиака / А. А. Столяров, К. С. Игонин // Пищевые технологии: Сборник тезисов III Международного Симпозиума, Кемерово, 20–21 сентября 2024 года. – Кемерово: Кемеровский государственный университет, 2024. – С. 482-484. – EDN XICHXU.

19. Способ извлечения аммиака из продувочных газов [Электронный ресурс]: пат. № 2372568 С1 РФ: МПК F25J 3/06. / В. Н. Махлай, С. В. Афанасьев, Г. К. Лавренченко [и др.] – № 2008111664/06 : заявл. 26.03.2008 : опубл. 10.11.2009. – URL: <https://goo.su/OOYU> (дата обращения: 12.02.2025).

20. Способ генерирования пара при производстве аммиака [Электронный ресурс]: пат. № 2244134 С1 РФ: МПК F01K 21/04, C01C 1/04. / Н. И. Пресняков, А. М. Соколов – № 2004100328/06 : заявл. 13.01.2004 : опубл. 10.01.2005. – URL: <https://goo.su/Ujhf9o> (дата обращения: 14.4.2025).

21. Технологический регламент 06А, книга 1/ ПАО «Тольяттиазот». – Тольятти. – 337с.

22. Ammonia Technology Roadmap. Paris: International Energy Agency, 2021. 112 p. URL: <https://www.iea.org/reports/ammonia-technology-roadmap> (дата обращения: 11.03.2025).

23. Erisman J.W., Sutton M.A., Galloway J., Klimont Z., Winiwarter W. How a Century of Ammonia Synthesis Changed the World // Nature Geoscience. 2018. Vol. 1, No. 10. P. 636-639. DOI: 10.1038/ngeo325. URL: <https://www.nature.com/articles/ngeo325> (дата обращения: 20.02.2025).

24. MacFarlane D.R., Choi J., Suryanto B.H.R. [et al.] A Roadmap to the Ammonia Economy [Electronic resource] // Joule. - 2020. - Vol. 4, no. 6. - P. 1186-1205. - DOI: 10.1016/j.joule.2020.04.004. - URL: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2542435120301389> (дата обращения: 19.12.2024).

25. Patent US20130039835A1. Hydrogen and Nitrogen Recovery from Ammonia Purge Gas / [Электронный ресурс]. – Режим доступа: URL: <https://patents.google.com/patent/US20130039835A1/en> (дата обращения: 12.11.2024)

26. Rouwenhorst K.H.R., Kim H.H., Lefferts L. Plasma-Driven Catalysis: Green Ammonia Synthesis with Intermittent Electricity // Green Chemistry. 2020. Vol. 22, No. 19. P. 6258-6287. DOI: 10.1039/D0GC02058C. URL: <https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2020/gc/d0gc02058c> (дата обращения: 07.04.2025).

Приложение А

Технологическая схема топливного газа

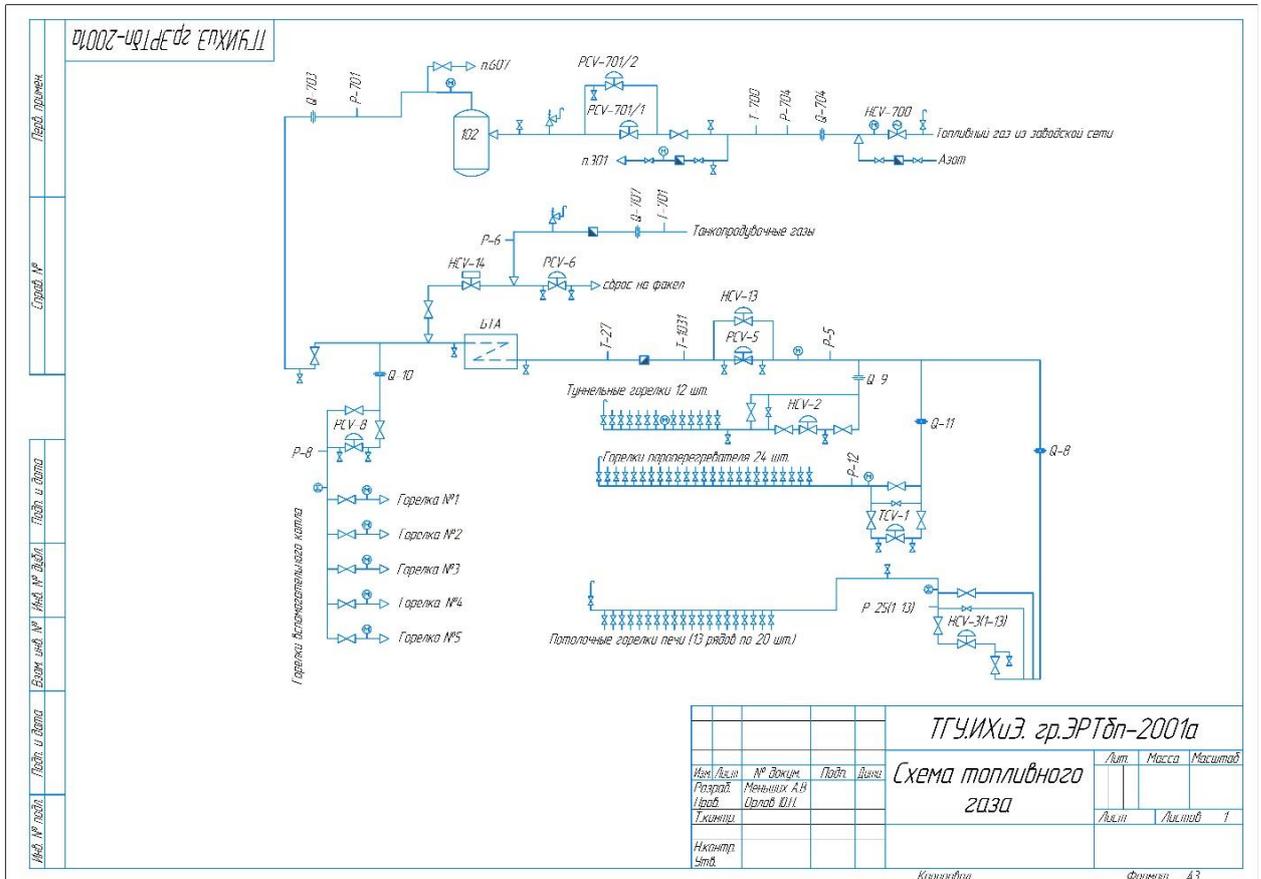


Рисунок А.1 – Разработанная технологическая схемы топливного газа

Приложение Б Чертеж основного оборудования

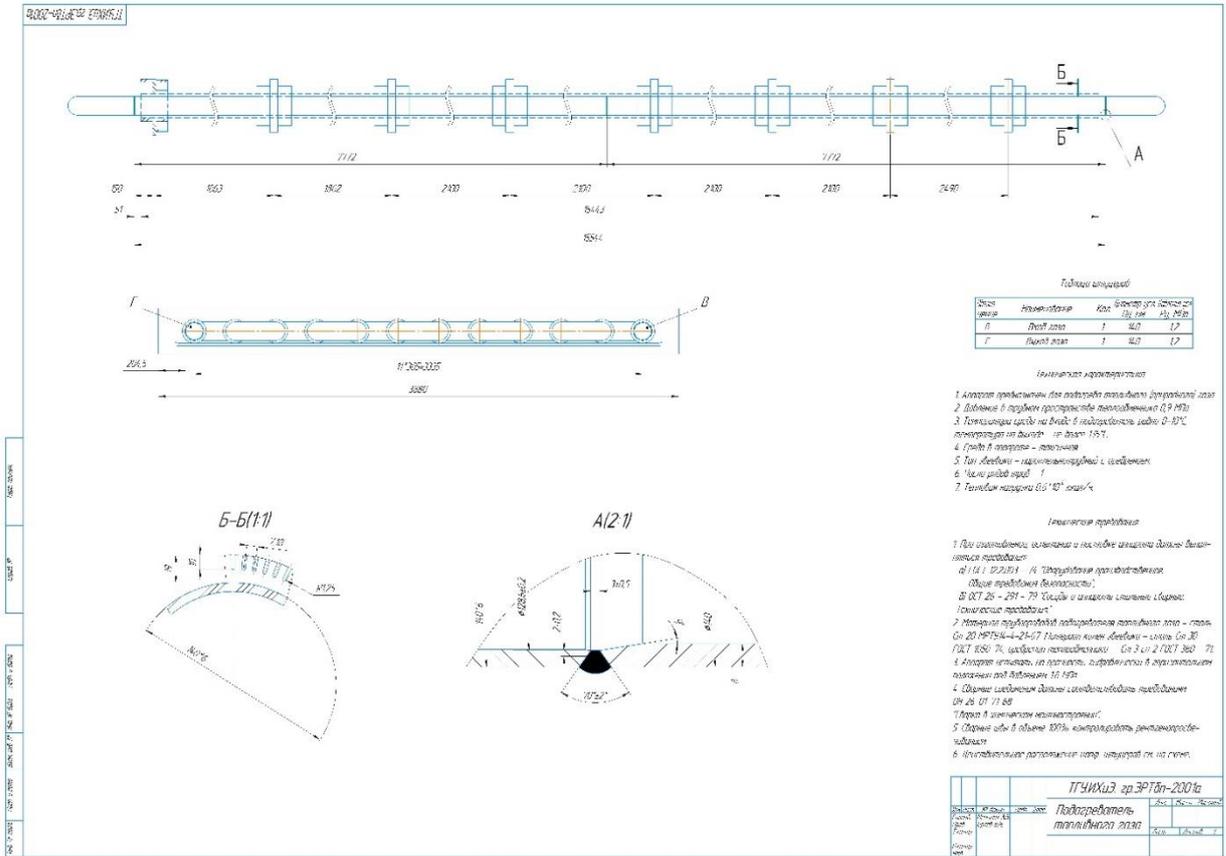


Рисунок Б.1 – Чертеж теплообменника для подогрева топливного газа