

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 Модернизация процесса пуска агрегата аммиака АМ-76

Обучающийся

И.В. Маценко

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., доцент, Ю.Н. Орлов

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

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнил: Маценко И.В.

Тема работы: «Модернизация процесса пуска агрегата аммиака АМ – 76».

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

Цель бакалаврской работы – повышение экономической эффективности производства аммиака путем модернизации процесса разогрева катализаторов во время пусковых операций отделения риформинга агрегата аммиака на производстве АО «ТольяттиАзот».

Структура и объем работы: бакалаврская работа состоит из введения, трех разделов, заключения, списка используемых источников и двух приложений. Бакалаврская работа изложена на 80 страницах, включает 5 таблиц и 8 рисунков, список литературы включает 20 источников.

В работе проведены расчеты теплообменного оборудования и расчет трубопроводов, разработана технологическая схема предложенного процесса разогрева катализаторов.

В процессе пуска агрегата аммиака сжигается огромное количество природного газа, особенно большие затраты природного газа приходится на пуск отделения риформинга. Модернизация процесса пуска отделения риформинга путём использования разогретого природного газа со стадии сероочистки в процессе разогрева катализаторов конверсии СО с последующим его сжиганием в топке печи первичного риформинга позволит получить значительную годовую экономию природного газа, потребляемого предприятием, снизит себестоимость продукции, уменьшит выбросы и соответственно налогообложение предприятия.

Содержание

Введение	4
1 Теоретическая часть	6
1.1 Способ получения АВС	6
1.2 Физико-химические основы отделения риформинга	11
1.3 Патентный поиск по способам пуска агрегата аммиака	22
2 Технологическая часть	24
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	24
2.2 Описание пуска отделения риформинга	25
2.3 Выбор и обоснование решения по модернизации пуска отделения риформинга агрегата аммиака	32
3 Расчетная часть	42
3.1 Расчет параметров трубопроводов, теплообменного оборудования и выбросов вредных веществ в предложенной технологической схеме	42
3.2 Ожидаемые результаты модернизации	59
Заключение	61
Список используемой литературы и используемых источников	63
Приложение А Подбор основного и вспомогательного оборудования	66
Приложение Б Таблицы с коэффициентами местных сопротивлений участков трубопроводов и ручной арматуры	79

Введение

«Аммиак (нитрид водорода, аммониа́к, химическая формула — NH_3) — бинарное неорганическое химическое соединение, молекула которого состоит из одного атома азота и трёх атомов водорода. Аммиак был впервые выделен в чистом виде Дж. Пристли в 1774 году, который назвал его «щелочной воздух» (англ. alkaline air). Через одиннадцать лет, в 1785 году К. Бертолле установил точный химический состав аммиака. С того времени в мире начались исследования по получению аммиака из азота и водорода. Аммиак был очень нужен для синтеза соединений азота, поскольку получение их из чилийской селитры ограничивалось постепенным истощением запасов последней.

Проблема уменьшения запасов селитры обострилась к концу XIX века. Только в начале XX века удалось изобрести процесс синтеза аммиака, пригодный для промышленности. Это осуществил Ф. Габер, начавший трудиться над этой задачей в 1904 году и к 1909 году создавший небольшой контактный аппарат, в котором использовал повышенное давление (в соответствии с принципом Ле-Шателье) и катализатор из осмия. 2 июля 1909 года Габер устроил испытания аппарата в присутствии К. Боша и А. Митташа, оба — от Баденского анилинового и содового завода (BASF), и получил аммиак» [12].

«В настоящее время ежегодно в мире производится более 180 млн т аммиака. Среднегодовой рост производства товарного аммиака в мире в период с 2017 по 2021 год составил 1,3 %. Устойчивый рост потребления аммиака связан с применением его в основном в сельскохозяйственной отрасли, которая занимает значительную долю рынка и стабильно увеличивается в связи с ростом населения планеты. Кроме сельскохозяйственной отрасли, аммиак также применяется в промышленности и медицине. Основными затратами при производстве аммиака являются затраты на электроэнергию и сырьё.

Большая часть установок аммиака, работающих в России, были введены в эксплуатацию в 1970–1980-е годы и эксплуатируются более 40 лет, поэтому основными проблемами этих установок являются физический и моральный износ оборудования, а также их недостаточно высокая энергоэффективность» [5].

При работе на физически устаревшем оборудовании возникают незапланированные остановки, которые в итоге ведут к потере выработки конечного продукта и не предвиденным затратам энергоресурсов, на запуск всех стадий производства аммиака.

Данная выпускная квалификационная работы актуальна, так как направлена на повышение энергоэффективности работы отделения риформинга, уменьшение ежегодных затрат предприятия на запуск производств аммиака, понижение выбросов в окружающую среду и соответственно размера выплат за НВОС.

Целью представленной бакалаврской работы является повышение экономической эффективности производства аммиака путем модернизации процесса разогрева катализаторов во время пусковых операций отделения риформинга агрегата аммиака на производстве ПАО «ТольяттиАзот».

Для выполнения поставленной цели выпускной квалификационной работы, необходимо выполнить следующие задачи:

- изучить технологическую схему отделения риформинга и провести анализ возможности ее модернизации;
- провести расчет материального и теплового балансов модернизируемых узлов отделения риформинга и расчет оборудования;
- выбрать оборудование в соответствии с расчетами.

1 Теоретическая часть

1.1 Способ получения АВС

«Аммиак (NH_3) – бесцветный газ с резким запахом и температурой кипения - $33,4^\circ\text{C}$ и температурой плавления - $77,8^\circ\text{C}$. Аммиак хорошо растворим в воде (750 литров в литре воды), ограниченно растворим в органических растворителях. Аммиак относится к числу важнейших продуктов химической промышленности, ежегодное его мировое производство превышает 180 млн тонн. Возможное его использование в качестве энергоносителя может привести к увеличению спроса на аммиак до миллиардов тонн в год» [13].

- «Сырьем в производстве аммиака является азотоводородная смесь (АВС) стехиометрического состава 1:3 ($\text{N}_2:\text{H}_2$). Так как ресурсы атмосферного азота практически неисчерпаемы, сырьевая база аммиачного производства определяется вторым компонентом смеси - водородом, который может быть получен:
 - разделением обратного коксового газа;
 - газификацией твердого топлива;
 - конверсией природного газа.

Структура сырьевой базы производства аммиака менялась и сейчас свыше 90% аммиака вырабатывается на основе природного газа.

Азотоводородная смесь, независимо от метода ее получения, содержит примеси веществ, некоторые из которых являются каталитическими ядами, вызывающими как обратимое (кислород, оксиды углерода, пары воды), так и необратимое (различные соединения серы и фосфора) отравление катализатора. С целью удаления этих веществ АВС подвергается предварительной очистке, методы и глубина которой зависят от их природы и содержания, то есть от способа производства АВС» [1].

«Среднегодовой рост производства товарного аммиака в мире в период с 2017 по 2021 год составил 1,3 %. Это указывает на стабильное развитие отрасли.

Устойчивый рост потребления аммиака объясняется его активным использованием в сельскохозяйственной отрасли, которая занимает значительную долю рынка и продолжает расти из-за увеличения численности населения. Кроме сельскохозяйственной отрасли, аммиак также применяется в промышленности и медицине. Основными затратами при производстве аммиака являются затраты на электроэнергию и сырье»[6].

«Основным сырьем для получения аммиака и метанола в нашей стране в настоящее время являются углеводородные газы (природный газ и реже попутный газ).

На рисунке 1 представлена блок-схема получения синтез-газа из природного газа в производстве аммиака.

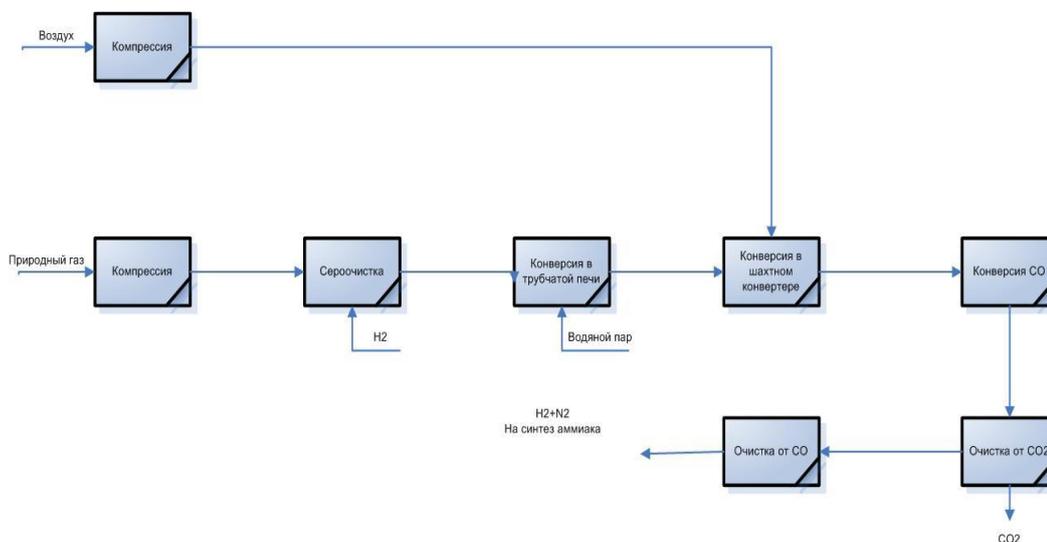


Рисунок 1 – Блок схема получения синтез газа

Широкое применение в мировой и отечественной практике получили процессы каталитической двухступенчатой, паровой и паровоздушной конверсии, под давлением. При этом уменьшается расход на сжатие конвертированного газа, объем которого больше объема исходных газов,

уменьшаются габариты аппаратов, полнее утилизируются тепло химических реакций, упрощается конструкция последующего компрессора для синтеза аммиака и создаются условия для сооружения агрегатов БЕМ с использованием энерготехнологических принципов»[17].

«Природный газ сжимают в компрессоре до давления 4,6 МПа, смешивают с азотоводородной смесью в соотношении АВС : газ 1÷10 и подают в огневой подогреватель, где реакционная смесь нагревается от 130-140 °С до 370-400 °С. Для обогрева используется природный или другой газ.

Далее его подвергают двухступенчатой очистке от сернистых соединений: в реакторе гидрируют на Al; Co; Mo -катализаторе, а затем образовавшийся H₂S адсорбируют в адсорбере на сорбенте на основе ZnO. Остаточное содержание H₂S в очищенном газе не должно превышать 0,5 мг/м³.

Очищенный газ смешивают с водяным паром в соотношении 1 : 3,7 и направляют в конвекционную камеру трубчатой печи. Далее парогазовая смесь поступает в радиантную камеру этой печи.

В радиантной камере размещены вертикальные трубы, заполненные никелевым катализатором конверсии метана и горелки, в которых сжигают топливный (природный) газ. Полученные в горелках дымовые газы обогревают трубы с катализатором»[17].

«Оставшееся тепло этих газов рекуперировать в конвекционной камере печи. Здесь размещены подогреватели парогазовой и паровоздушной смеси, перегреватели пара высокого давления, подогреватели питательной воды высокого давления и природного газа.

Парогазовая смесь нагревается в подогревателе до 250 °С и затем под давлением 3,7 МПа распределяется сверху вниз по большому числу параллельных труб, заполненных Ni-катализатором. Выходящая из трубчатого реактора парогазовая смесь содержит 9-10 % CH₄. При температуре 850 °С эта смесь поступает в шахтный конвертор второй ступени паровоздушной конверсии. Туда же в верхнюю часть

компрессором 19 подается расчетное количество нагретой до 480-500 °С паровоздушной смеси. Парогазовая и паровоздушная смесь подаются в соотношении, которое обеспечивает практически полную конверсию остаточного количества CH_4 .

При температуре 1000-1100 °С продукты реакции направляются в котел-утилизатор 14, вырабатывающий пар давлением 10,5 МПа, где охлаждаются до 380-420 °С и поступает в конвертор СО первой ступени 15, где на среднетемпературном железохромовом катализаторе протекает конверсия основного количества СО водяным паром.

Начальное содержание СО в газе составляет 16-18 %, на выходе из реактора, оно снижается до 3,5-3,6 % СО, а температура 450 °С.

Далее газ подается в паровой котел 16, где также вырабатывается водяной пар с давлением 10,5 МПа, охлаждается до 225 °С и поступает в конвертор второй ступени 17, заполненный низкотемпературным катализатором. При этом остаточное содержание СО снижается до 0,5 % и газ имеет следующий состав: H_2 - 61,7 %; СО - 0,5%; CO_2 - 17,4 %; $\text{N}_2 + \text{Ar}$ - 20,1 %; CH_4 - 0,3 %.

После дополнительного охлаждения в теплообменнике 18 до температуры окружающей среды и давления 2,6 МПа газ поступает на очистку от CO_2 .

Получаемый пар $P = 10,5$ МПа поступает на паровые турбины, приводящие в движение компрессоры и насосы производства аммиака» [17].

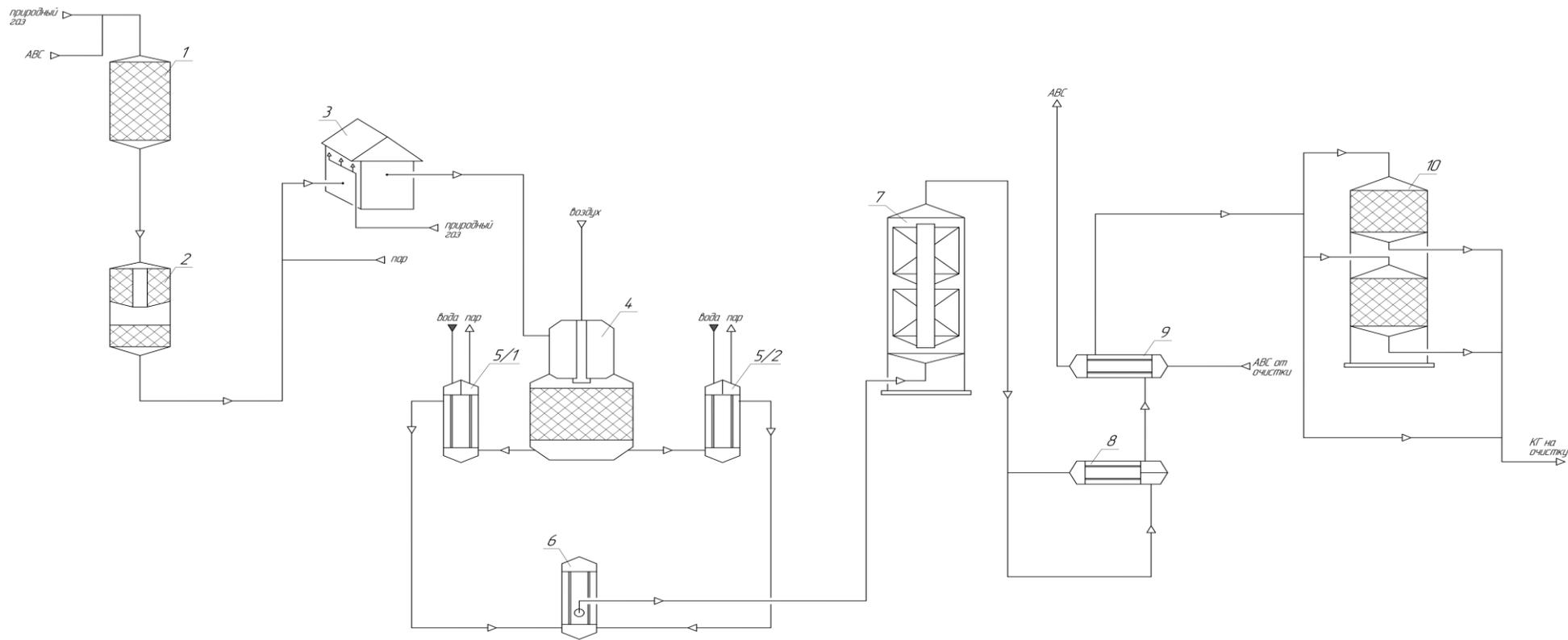


Рисунок 2 – Общий вид технологической схемы получения синтез-газа

1 – аппарат гидрирования сернистых соединений; 2 – адсорбер сернистых соединений; 3 – печь первичного риформинга; 4 – шахтный конвертор; 5/1, 5/2, 6, 8 – котлы – утилизаторы, 7 – конвертор СТК, 10 – конвертор НТК, 9 – теплообменник

1.2 Физико-химические основы отделения риформинга

1.2.1 Очистка природного газа от сернистых соединений

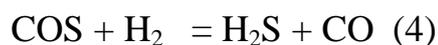
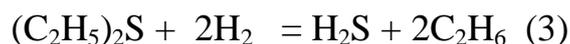
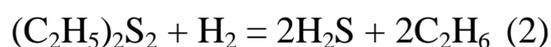
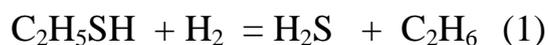
«Соединения серы для большинства промышленных катализаторов, используемых в производстве аммиака, водорода и синтез-газа, являются катализаторными ядами. Наиболее чувствительны к их отравляющему действию никелевые катализаторы парового риформинга и медьсодержащие катализаторы низкотемпературной конверсии оксида углерода. Кроме того, соединения серы вызывают коррозию аппаратуры. Поэтому очистка сырья от сернистых соединений (сероочистка) предшествует всем технологическим стадиям.

Существующие методы сероочистки углеводородных газов в производстве аммиака, водорода и синтез-газа можно подразделить на три группы: хемосорбционно-каталитические, адсорбционные и абсорбционные жидкостные. Выбор схемы и метода очистки зависит от требований, предъявляемых к степени очистки сырья, исходного содержания и природы сернистых соединений в сырье, производительности установки, технологических параметров процесса очистки (температуры и давления).

При установлении допустимого содержания серы в перерабатываемом газе ориентируются, прежде всего, на никелевые катализаторы парового риформинга и медьсодержащие катализаторы низкотемпературной конверсии оксида углерода. В настоящее время для установок производства аммиака, водорода и синтез-газа норма содержания сернистых соединений после сероочистки установлена на уровне не более 0,5 мг/м³ в пересчете на элементарную серу. Для обеспечения указанной нормы применяется метод двухступенчатой хемосорбционно-каталитической очистки, когда на I ступени в присутствии катализатора происходит гидрирование сероорганических соединений до сероводорода (гидрообессеривание) с

последующим поглощением сероводорода цинковыми поглотителями на II ступени» [9].

«Реакции протекающего процесса гидрирования на I ступени очистки газа от сернистых соединений :



Реакция поглощения, протекающая на 2 ступени очистки газа от сернистых соединений:



1.2.2 Паровая каталитическая конверсия метана в трубчатой печи

«Синтез-газ является смесью водорода и оксида углерода и широко используется в химической промышленности для получения базовых продуктов – аммиака, метанола, уксусной кислоты и др. Кроме того, он применяется в качестве экологически чистого источника тепловой энергии» [7].

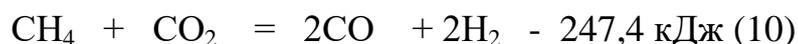
«Что же такое конверсия метана? В данном случае под конверсией понимают технологический процесс переработки газообразного топлива с целью изменения его состава, а именно неполное окисление насыщенных углеводородов, одним из продуктов которого является водород.

Паровой риформинг предварительно нагретого и очищенного от серы сырья, после смешения с паром, происходит в слое никелевого катализатора, загруженного в длинные вертикальные трубы, обычно с внутренним диаметром 72÷106 мм (до 200 мм). Так как процесс риформинга является эндотермическим, трубы обогреваются горелками и излучением, испускаемым стенками печи. Продуктами реакции углеводородов и воды, активированных диссоциативной адсорбцией на поверхности катализатора,

являются водород и оксиды углерода. Сырьем могут служить углеводороды от почти чистого метана до сжиженного нефтяного газа (LPG).

Катализаторы риформинга должны иметь высокую и стабильную активность, особенно при низких температурах на входе в трубы, во избежание выпадения углерода. Общей современной тенденцией при реконструкции агрегатов аммиака и метанола является максимальная степень использования существующего оборудования. В настоящее время узкое место такого агрегата – трубчатая печь. Самый распространенный способ решения проблемы – использование труб большего диаметра с увеличенным количеством катализатора. Помимо удорожания реконструкции это приводит к ухудшению теплопередачи, которая лимитирует процесс риформинга, особенно вверху труб» [18].

«В реакционных трубах на никелевом катализаторе при температуре 780-820 °С и давлении на выходе из труб не выше 33 кгс/см² (и объемной скорости 1790 час⁻¹) осуществляется процесс паровой каталитической конверсии природного газа по реакциям» [3]:



«В случае снижения соотношения пар:газ до 2,5:1 возможно выделение свободного углерода (за счет крекинга метана), который, отлагаясь на катализаторе, снижает его активность. При этом происходит разрушение зерен катализатора и рост гидравлического сопротивления слоя катализатора» [3]:



«Паровая конверсия метана (ПКМ) — наиболее широко распространенный промышленный метод получения синтез-газа, на основе которого сейчас производится почти 95 % синтез-газа для производства аммиака, метанола и других продуктов. В ПКМ образуется богатый водородом синтез-газ с отношением $H_2/CO = 3$. Широкое промышленное внедрение технологии ПКМ началось с 1960-х гг., когда ускорился переход с угля на природный газ в качестве сырьевого источника химической промышленности.

Влияние температуры и давления на конверсию метана и равновесные концентрации продуктов его паровой конверсии представлены на рис.3. Сдвигу равновесия вправо благоприятствуют повышение температуры и снижение давления» [15].

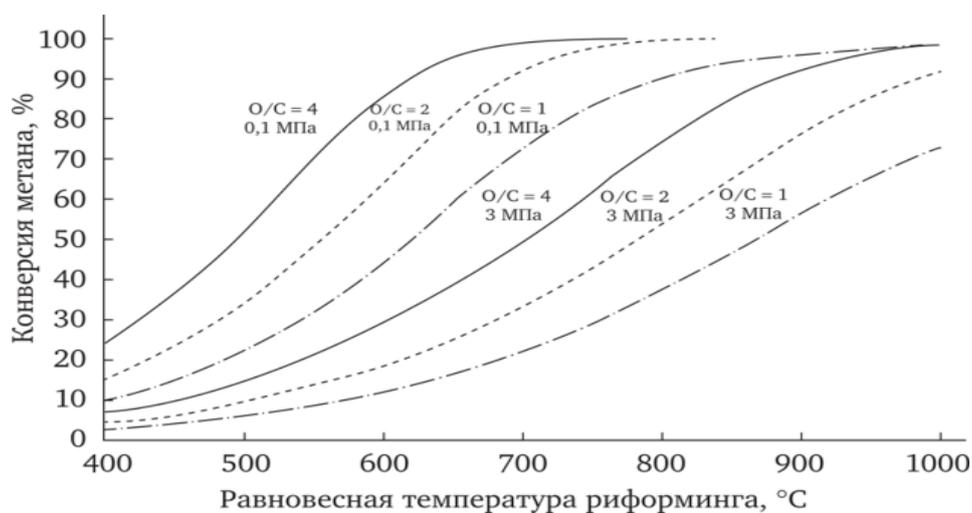


Рисунок 3 – Зависимость конверсии метана от температуры реакции

1.2.3 Паровоздушная конверсия метана в шахтном конвертере

«Вслед за первичной конверсией природного газа проводится паровоздушная конверсия остаточного количества углеводородов (вторичный риформинг) в шахтном реакторе (Ш.Р.)(рис.5).

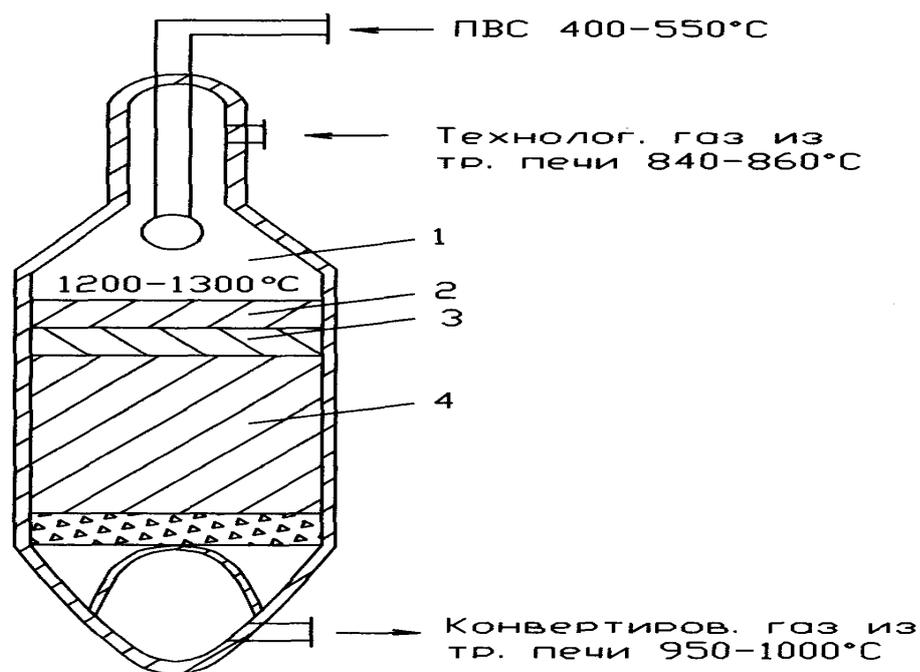
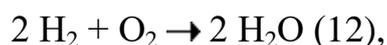


Рисунок 4 – Принципиальная схема шахтного реактора вторичного риформинга

«Данный аппарат выполняет в рассматриваемой схеме две важные функции: увеличение степени конверсии метана за счет значительного повышения температуры по сравнению с температурой, достигаемой топочном пространстве, и приготовление смеси газов с необходимым содержанием азота для последующего синтеза аммиака. В Ш.Р., загруженном никелевым катализатором, последовательно протекают реакции окисления горючей смеси газов кислородом воздуха, подаваемого на вход Ш.Р., и реакции паровой конверсии метана. Среди реакций окисления превалирует реакция» [11]:

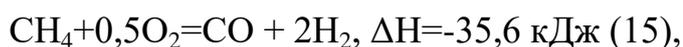


протекающая до полного исчерпывания кислорода. Реакция (3) преобладает среди других реакций окисления, так как в газовой смеси, поступающей в Ш.Р., количество водорода значительно превышает количество других горючих газов.

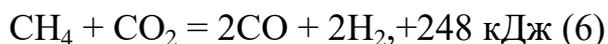
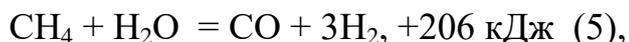
«Обе функции Ш.Р. обеспечиваются за счет парадоксального на первый взгляд решения – сжигания части полученного на предыдущей

стадии продукта в объеме реактора. В результате происходит адиабатный разогрев смеси, температура резко возрастает, вследствие чего и повышается степень конверсии метана. «Весь кислород, содержащийся в подаваемом в Ш.Р. воздухе, расходуется, и в смеси с продуктами конверсии остаются только другие компоненты воздуха – азот и аргон. Поэтому для приготовления азотоводородной смеси в данной схеме отпадает необходимость в выделении азота из воздуха путем его сжижения и низкотемпературной ректификации» [19].

В результате смешения ПГС и ПВС протекают экзотермические реакции» [11]:



«В результате достигается высокая температура 1200-1300 °С в низу смесителя. В расчетах учитывают только реакцию (1) т.к. 95% всего O₂ связывается с H₂ с образованием водяного пара. В низ реактора загружают 31,8 м³ Ni катализатора, высота слоя = 0,61 м. Весь катализатор сверху защищают слоем высокоогнеупорного материала высотой 0,4 – 1 м. На катализаторе протекают эндотермические реакции» [11]:



«Сопротивление всего слоя катализатора не более 0,1 МПа. Показателем работы реактора является степень достижения равновесной концентрации CH₄ в газе. Чем лучше равномерность распределения газового потока по сечению аппарата, выше качество изготовления футеровки, отсутствие байпасов и чем выше активность катализатора, тем меньше надо перегревать газ на выходе из реактора, чтобы достигнуть заданного содержания остаточного CH₄ не более 0,3 % об. Нельзя допускать переход экзотермических реакций из свободного объема в зону катализатора, что

вызывает его перегрев, разрушение и ухудшение аэродинамики всего зернистого слоя» [11].

1.2.3 Конверсия окиси углерода, выполненная в 2 стадии

«Процесс конверсии оксида углерода (II) водяным паром протекает по реакции



Эта реакция широко используется в промышленности как самостоятельный способ получения водорода при газификации твердого топлива или как вторая стадия конверсии природного газа, так как в результате конверсии различными окислителями получают газовую смесь, состоящую в основном из водорода и оксида углерода (II).

Реакция конверсии оксида углерода (II) является обратимой. Она протекает с выделением тепла без изменения числа газовых молей. Для увеличения выхода водорода реакцию необходимо осуществлять при низких температурах с избытком водяного пара, причем давление не оказывает влияния на состояние равновесия.

Для определения количественного влияния температуры и соотношения реагирующих компонентов на равновесную степень конверсии и состав конвертированного газа необходимо знать константу равновесия этой реакции» [16]:

$$K_p = \frac{P(\text{CO}_2) \cdot P(\text{H}_2) \cdot C(\text{CO}_2) \cdot C(\text{H}_2)}{P(\text{CO}) \cdot P(\text{H}_2\text{O}) \cdot C(\text{CO}) \cdot C(\text{H}_2\text{O})} \quad (8)$$

«где $P(\text{CO})$, $P(\text{H}_2)$, $P(\text{CO}_2)$, $P(\text{H}_2\text{O})$ – равновесные парциальные давления компонентов; $C(\text{CO})$, $C(\text{H}_2\text{O})$, $C(\text{CO}_2)$, $C(\text{H}_2)$ – равновесные концентрации компонентов.

Зависимость константы равновесия этой реакции от температуры характеризуется данными, представленными в табл. 1

Таблица 1 – Зависимость константы равновесия от температуры» [16]

$t, ^\circ\text{C}$	140	180	220	280	320	360	400	450	500	550	600
K_p	1054	375,2	158,6	55,6	31,25	18,46	12,27	7,67	5,11	3,6	2,64

«Зная величину константы равновесия и состав исходной газовой смеси, можно рассчитать равновесную степень конверсии и состав конвертированного газа при любых температурах. Обычно расчеты состава равновесной смеси ведут на единицу объема исходного сухого газа.

Каталитическими свойствами по отношению к реакции конверсии оксида углерода водяным паром обладают оксиды железа, хрома, никеля, кобальта, меди и некоторых других металлов. В промышленных условиях наибольшее применение получили катализаторы на основе оксидов железа, промотированных оксидами магния, хрома и калия. Промотированные железомagneйные катализаторы имеют температуру зажигания около 500°C , а рабочий интервал температур – $500\text{--}600^{\circ}\text{C}$.

При таких температурах равновесная степень конверсии CO очень мала, поэтому процесс конверсии проводят с большим избытком водяного пара при соотношении пар : газ, равном 2–3. В этих условиях остаточное содержание CO в конвертированном газе составляет 3–4%, поэтому в современных схемах высокотемпературные железомagneйные катализаторы не используются» [16].

«В настоящее время наибольшее применение получили среднетемпературные железохромовые катализаторы, активной частью которых является магнетит Fe_3O_4 , а в качестве промотора используется оксид хрома Cr_2O_3 . Технология приготовления катализатора заключается в совместном осаждении гидроксидов железа и хрома с последующим формованием катализатора в виде гранул или таблеток диаметром 4–9 мм, сушкой, прокалкой и восстановлением Fe_2O_3 водородом до Fe_3O_4 . Готовый катализатор представляет собой твердый раствор Cr_2O_3 в Fe_3O_4 .

Содержание оксида железа в невосстановленном катализаторе колеблется от 85 до 93%, а оксида хрома – от 6,5 до 10%. Содержание серы в пересчете на SO_3 не должно превышать 0,3–0,4%. Среднетемпературный железохромовый катализатор имеет температуру зажигания $320\text{--}340^{\circ}\text{C}$, рабочий интервал температур $450\text{--}500^{\circ}\text{C}$. Это позволяет осуществлять

процесс конверсии СО при соотношениях пар : газ, равных 1–1,5. При этом остаточное содержание СО в конвертированном газе не превышает 2%. Каталитическими ядами для железохромового катализатора являются сернистые соединения: сероводород, сероорганические соединения, соединения фосфора, мышьяка, кремния, хлора. Поэтому, как и при конверсии природного газа, нужна очень тщательная очистка газов от всех примесей» [16].

«Для достижения более высокой степени превращения в современных схемах конверсии применяют низкотемпературные катализаторы, содержащие в своем составе оксиды цинка, хрома, меди и алюминия, – цинкхроммедные. В качестве модифицирующих добавок в этих катализаторах используются оксиды марганца, магния и др. Соотношение между основными компонентами в низкотемпературных катализаторах колеблется в достаточно широких пределах. Например, в катализаторе марки НТК-4 содержание CuO составляет $54\pm 3\%$; Cr_2O_3 – $14\pm 1,5\%$; ZnO – $11\pm 1,5\%$; Al_2O_3 – $19,6\pm 2\%$. В катализаторе НТК-8 содержание CuO составляет $38\pm 3\%$; Cr_2O_3 – $1,5\pm 0,5\%$; ZnO – $27\pm 2\%$; Al_2O_3 – $33\pm 3\%$.

Технология приготовления катализатора заключается в совместном осаждении гидроксидов металлов с последующим формованием таблеток диаметром 5–6 мм, сушке, прокалке и восстановлении водородом. Оксид меди восстанавливается до металлической меди, которая является активной частью катализатора. Температура зажигания катализатора составляет 190 – 200°C , рабочий интервал температур – 200 – 280°C . Это позволяет осуществлять процесс конверсии при соотношениях пар : газ, равных 0,4–0,7. При этом остаточная концентрация СО в газе не превышает 0,2–0,3%, в связи с чем в современных схемах процесс конверсии СО осуществляют в две ступени – на первой ступени используют среднетемпературные железохромовые катализаторы при температурах 380 – 450°C . При этом остаточное содержание СО составляет 3–4%. На второй ступени применяют низкотемпературные цинкхроммедные катализаторы при температуре 200 –

250°C, что позволяет достигать практически полной конверсии CO, так как остаточное его содержание в конвертированном газе составляет 0,1–0,5%» [16].

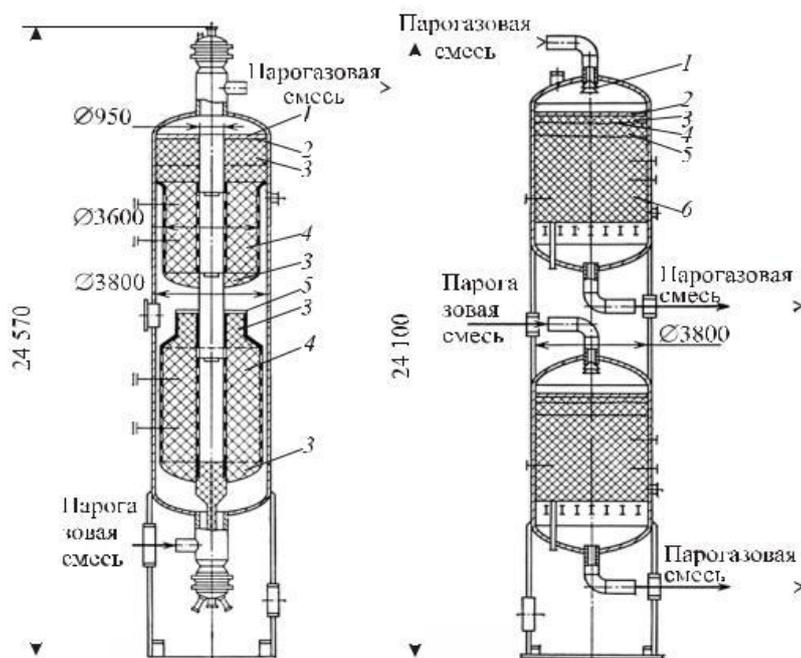


Рисунок 5 – Внутреннее устройство реакторов СТК и НТК конверсии окиси углерода

«В результате двухступенчатой конверсии природного газа с учетом добавляемого воздуха объем газовой смеси в пересчете на сухой газ возрастает примерно в 5 раз и составляет около 200 000 $\text{нм}^3/\text{ч}$. При объемной скорости на стадии конверсии CO 2000 $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ объем загружаемого катализатора на каждой ступени должен составить около 100 м^3 . Поэтому для конверсии оксида углерода применяют два типа аппаратов (рисунок 6) – полочные аксиальные аппараты и радиальные аппараты.

В радиальных реакторах катализатор помещается в корзинах, образованных коаксиально расположенными центральной трубой и

наружной обечайкой, рабочие поверхности которых перфорированы и покрыты сеткой со стороны катализатора.

Между корпусом реактора и наружной обечайкой катализаторной корзины образуется кольцевой канал, по которому либо отводят продукты реакции, либо вводят сырье. Таким образом, в радиальном реакторе имеет место сложное движение потока одновременно в осевом направлении (по кольцевому каналу и центральной трубе) и в радиальном – через слой катализатора. Радиальные реакторы могут быть двух типов: Z- и П-образные. В Z-образном реакторе газ в центральной трубе и кольцевом зазоре движется в одном направлении, в П-образном – в противоположных. Число катализаторных корзин в реакторе обычно не превышает трех. Основным достоинством радиальных аппаратов является малое гидравлическое сопротивление, что позволяет использовать мелкозернистые катализаторы и достигать высоких объемных скоростей газа» [16].

«В аппаратах аксиального типа катализатор располагают слоями на полках, размещенных в цилиндрическом корпусе. Полки могут работать по газу как последовательно, так и параллельно.

В аппарате на опорную балочную конструкцию укладывают колосниковую решетку, покрываемую металлической сеткой с размерами ячеек, несколько меньшими размера зерна катализатора. Поверх сетки насыпают слой керамической или металлической насадки (например, кольца Рашига, седла Инталокс и др.), которая препятствует забиванию сетки частицами катализатора, а затем загружают катализатор. Сверху опять укладывают металлическую сетку, под которой размещают слой насадки. Последний защищает катализатор от солей, содержащихся в паре, которые преимущественно откладываются на элементах насадки. Этот слой выравнивает также температуры и скорости потока по сечению аппарата. Желательно, чтобы распределительный слой имел высокую эффективную теплопроводность, что препятствует конденсации пара на охлажденных участках» [16].

1.3 Патентный поиск по способам пуска агрегата аммиака

Результаты проведенного патентного поиска по способам пуска агрегатов аммиака ПАО «Тольяттиазот» представлены ниже.

«Способ пуска производства аммиака. Россия, заявка на патент RU92010842 А, классы МПК С01С 1/02. Заявители: Кирово-Чепецкий химический комбинат, Малое предприятие «НТЦ Старт». Авторы: Назаров Э.К., Барышева Г.А., Шустов В.В., Логинов Н.Д., Гончаров Ю.М., Уткин В.В., Иванов Ю.А. Дата публикации: 02.10.1996» [8].

«Способ относится к пуску агрегатов по производству аммиака и может быть использован в химической, нефтехимической и других отраслях промышленности. Сущность изобретения: способ пуска производства аммиака осуществляют путем постадийного разогрева и восстановления катализаторов в контурах, причем контуры заполняют азотом чистотой 99,9 об.% и осуществляют его одновременную циркуляцию по замкнутому контуру, состоящему из компрессора углеводородного газа, огневого подогревателя, конверторов паровой и паровоздушной конверсии сырья, котлов-утилизаторов, теплообменника и сепаратора, до достижения температуры азота после конвертора паровой конверсии, равной $350 \pm 20^\circ\text{C}$, и замкнутому контуру, состоящему из конвертора среднетемпературной конверсии СО, азотодувки и подогревателя, до достижения температуры после конвертора $300 \pm 10^\circ\text{C}$, после чего конверторы паровой и паровоздушной конверсии подогревают паром до 700°C и параллельно осуществляют одновременную циркуляцию азота по замкнутому контуру, состоящему из компрессора углеводородного газа, огневого подогревателя, реакторов сероочистки, метанирования, пускового огневого подогревателя, реактора синтеза аммиака, теплообменников и сепаратора, до достижения температур катализаторов сероочистки $350 \pm 30^\circ\text{C}$, метанирования $300 \pm 10^\circ\text{C}$, синтеза аммиака $400 \pm 10^\circ\text{C}$ и контуру низкотемпературного конвертора оксида углерода до достижения температуры катализатора $200 \pm$

10°C, далее все контуры продувают парогазовой смесью с отводом газа на факел и выводом на рабочий режим» [8].

Процесс пуска, который приведен в данной заявке на патент, предполагалось использовать изначально на почти на всех производствах аммиака этой марки, т.к. данная идея была практически изначально заложена разработчиками проекта, и заключалась в исключении момента дополнительного прогрева метанатора совместно с аппаратами сероочистки в процессе пуска, что авторы заявки на патент и добавили в технологию, т.е. была сконструирована обвязка аппаратов с теплообменным оборудованием и сепаратором, установлена для таких потребностей производства специальная азотная машина (азотодувка).

Оба варианта пуска на данный момент актуальности никакой не имеют в силу того, что они технически устарели, т.к. большинство химических комбинатов произвели модернизацию производства аммиака: процессов риформинга, очистки газа и синтеза аммиака, что позволило увеличить КПД установок за счет меньшего расходного коэффициента на одну тонну продукта и значительно прибавить в количестве выпускаемой продукции за счет данных решений. Модернизация процесса риформинга привела к тому, что в этом процессе был убран из технологической схемы огневой подогреватель (который из-за высокой нагрузки на змеевики часто выходил из строя и требовал ремонта), а сам процесс разогрева агрегата на азоте себя не зарекомендовал из-за его больших экономических затрат, связанных с большим объемом катализаторов в сочетании с высокой металлоемкостью оборудования и сотнями метров трубопроводов, а также малой теплоемкостью и теплопроводностью азота, что делало процесс разогрева очень сильно растянутым, что в свою очередь экономически не выгодно предприятиям.

2 Технологическая часть

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Требования к качеству исходного сырья и вспомогательных материалов приведены в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристика сырья и вспомогательных материалов

Наименование сырья, материалов, полупродуктов	Показатели, обязательные для проверки по регламенту	Регламентируемые значения показателей с допустимыми отклонениями
Природный газ	Массовая доля метана CH_4 , %	83,24 - 98,76
	Массовая доля этана C_2H_6 , %	0,15 - 5,0
	Массовая доля пропана C_3H_8 , %	0,06 - 1,50
	Массовая доля бутана C_4H_{10} , %	0,02 - 0,70
	Массовая доля пентана C_5H_{12} , %	0,00 - 0,50
	Массовая доля двуокиси углерода CO_2 , %	0,00 - 3,50
	Массовая доля азота N_2 , %	0,00 - 5,00
	Массовая доля водорода H_2 , %	0,00 - 0,56
	Общее содержание серосоединений в пересчете на серу, не более, мг/м ³	80
	Теплотворная способность, Ккал/ нм ³	8200
	Удельный вес, кг/м ³	0,76 - 0,8
	Давление на входе в агрегат, 1)используемое в качестве топлива, 2)используемое в технологии, кгс/см ²	1)10-12 2)44-49
	Температура самовоспламенения, °С	537
	Пределы взрываемости в смеси с воздухом (по метану CH_4), %	5-15

Продолжение таблицы – 2

Азото-водородная смесь	Содержание H_2 , % об Содержание N_2 , % об Содержание $CO + CO_2$, ppm Содержание NH_3 , % об Содержание $Ar + CH_4$, % об Давление на входе в агрегат Предел взрываемости в смеси с воздухом (по водороду), % об	не менее 70 не более 30 не более 25 не более 0,1 не более 1,8 12-28 4-75
Технологический воздух	Содержание N_2 , % об Содержание O_2 , % об Содержание Ar, CO_2 и др., % об Удельный вес, $кг/м^3$	78 21 До 1 1,293
Азот газообразный	Объемная доля азота, % Массовая концентрация масла, $мг/м^3$, не более Объемная доля кислорода, % Давление, МПа ($кгс/см^2$)	не менее 99,8 Отсутствие не более 0,2 не более 0,35-0,6 (3,5-6)

Продуктом отделения риформинга является конвертированный газ, который получается следующего состава: CO_2 – н/б 18%, CO – н/б 0,65%, H_2 – н/м 61,0%, CH_4 – н/б 0,35%, N_2 – 19,0 – 20,0%

«Поддержание строгого соотношения водород : азот 2,9-3,0 : 1 в газе на выходе с отделения риформинга обосновывается очень чувствительным процессом синтеза аммиака, который происходит только при данных условиях, любые отклонения от которого ведут к увеличению расходного коэффициента на одну тонну продукта, а что самое главное - уменьшают кпд установки, что в свою очередь понижают экономическую выгоду предприятия в целом» [20].

2.2 Описание пуска отделения риформинга

Отделение риформинга агрегата аммиака характеризуется высокой степенью сложности и масштабностью, что обусловлено значительным количеством оборудования, реакторов, газопроводов, паропроводов и водопроводов.

Процесс пуска подразумевает строгое следование этапов программы пуска, которые представляют собой:

- Прием пара со стороны (от межцеховых коммуникаций);
- Пуск деаэрационной установки;
- Прием пара с пускового котла в коллекторы (п-40, п-7, п-3,5);
- Продувка и опрессовка азотом коллекторов топливного газа 12 кгс/см²;
- Подготовка трубчатой печи поз.107 и вспомогательного котла поз.108 к приему топливного газа и к розжигу горелок из холодного состояния;
- Пуск дымососов поз.121 А/Б и питательных насосов поз.128 А/Б;
- Подготовка и пуск вспомогательного котла поз.108;
- Розжиг горелок пароперегревателя;
- Подключение РОУ 100/40;
- Разогрев катализаторов первичного, вторичного риформингов азотом;
- Прием газа высокого давления на технологию и подготовка к пуску отделения сероочистки, пуск отделения сероочистки;
- Разогрев катализаторов первичного, вторичного риформингов паром;
- Прием технологического газа в трубчатую печь;
- Подача воздуха в реактор вторичного риформинга поз.110 и вывод его на режим;
- Разогрев катализатора окиси углерода 1 ступени поз.114 и включение его в работу;
- Разогрев катализатора окиси углерода 2 ступени поз.117 и включение его в работу.

Основные этапы пусковых операций представлена на рисунке 6, который отражает основные этапы процесса.



Рисунок 6 – Основные этапы пусковых операций отделения риформинга

В первую очередь на отделение риформинга принимается пар с давлением н/б $3,5 \text{ кгс/см}^2$, необходимый для прогрева коллектора пара $3,5 \text{ кгс/см}^2$ и подачи его в деаэраторы поз.14А/Б для нагрева воды.

Запуск деаэрационной установки в первоначальные часы пуска нужен для обеспечения деаэрированной водой пускового котла БГМ-35, который частично обеспечивает паром 40 кгс/см^2 отделение риформинга и компенсирует недостаток паров в системе до выхода отделения на нормальный технологический режим. С набором необходимого давления в барабане пускового котла БГМ-35 и температуры пара производится плавный прогрев всех паропроводов и выдача его в коллекторы паров 40, 7 и $3,5$ цеха, для обеспечения необходимым количеством пара отделение риформинга для дальнейших операций.

Следующей важной стадией пуска следует пуск вспомогательного котла п.108, во время которой происходит сначала пуск дымососов поз.121А/Б и насоса поз.128 А или Б (с предварительной подготовкой их маслосистем к работе, проверки всех узлов регулирования, и прогревом их паровых турбин), подготовка поз.107 и поз.108 к розжигу горелок, подготовка коллекторов топливного газа к приему газа (продувка, отборы анализов, опрессовка), промывка всех трубопроводов перед паросборником поз.109, промывка котлового оборудования, набор уровня в паросборнике, подготовкой коллектора пара 100 кгс/см^2 и только после всех перечисленных действий и отсутствия дефектов разрешается приступить к розжигу горелок

вспомогательного котла поз.108 и плавному подъему давления в паросборнике поз.109 и коллекторе пара 100 кгс/см². Подъем ведется до давления в 40-45 кгс/см² со скоростью в 5 кгс/см² в час путем дополнительного розжига горелок, после чего производится подключение РОУ 100/40. По мере необходимости поддержания требуемой температуры пара производится розжиг горелок пароперегрева. Также важно отметить, что во время пуска в зимнее время перед розжигом горелок производится прогрев зоны БТА (блока теплоиспользующей аппаратуры), путем розжига туннельных горелок для избегания гидроударов.

После этого наступает стадия разогрева катализаторов отделения риформинга, во время которой большое внимание уделяется целостности оборудования и контролю температуры в зоне катализаторов первичного и вторичного риформинга, так как вследствие малых расходов технологических потоков может произойти перегрев реакционных труб, что значительно снизит их срок службы или же приведет к их деформации, а несоблюдение температурных режимов и рекомендаций разогрева приведет к разрушению зерен катализатора.

Разогрев катализаторов печи первичного риформинга поз.107 и шахтного конвертора поз.110 до температуры 350 °С производится азотом, который подается перед печью в линию ПГС с расходом от 3000 до 5000 м³/ч. Скорость разогрева от 25 до 30 °С/ч поддерживается путем дополнительного розжига потолочных горелок печи в шахматном порядке. Достижение этой температуры необходимо для предотвращения конденсации пара в реакционных трубах.

На следующем этапе, когда температура дымовых газов на выходе из холодной зоны БТА достигает 90 °С, производится прием технологического газа на отделение сероочистки (предварительно продув, произведя проверку герметичности трубопроводов и аппаратов и отобрав анализы на отсутствие кислорода). По согласованию с диспетчером устанавливается проток газа высокого давления по схеме: НСV-700 → подогреватель поз.735/1 →

клапанный узел PCV-4071 → «холодный» змеевик природного газа → «горячий» змеевик → поз.105 → поз.104А → сброс на факел через клапан PCV-01. Приоткрывая клапан PCV-4071, ступенчато увеличивается сброс газа на факел до достижения расхода от 16000 – 22000 м³/ч. Давление во время разогрева на сероочистке поддерживается н/б 3,5 кгс/см². Разогрев катализатора реактора гидрирования поз.105 и поглотителя поз.104 производится со скоростью 20 – 25°С/ч.

По достижении температуры 350 °С после печи поз.107 производится переход с азота на пар. Предварительно подготовив линии и прогрев паропроводы, плавно с расходом н/б 5 т/ч начинается подача пара в трубчатую печь, после чего азот закрывается и весь оставшийся разогрев до температуры 750 °С ведется исключительно на паре 40 кгс/см². Перед началом разогрева на паровом режиме, в змеевик ПВС (паровоздушной смеси) подается пар и одновременно с поднятием тепловой нагрузки увеличивается расход пара до 27 т/ч с целью защиты стенок змеевика. Расход пара в печь доводится постепенно до 70 т/ч по 3 - 5 т/ч с интервалом между ступенями в 30 минут. Скорость разогрева остается прежней, за исключением интервала температур 350-500 °С (после поз.107), т.к. существует опасность разрушения катализатора трубчатой печи вследствие гидратации окиси кальция и её «вымывание» из катализатора, в результате чего прочность зерен снижается. Поэтому этот интервал температур следует проходить со скоростью 30 °С/ч и ни в коем случае не производить остановок набора температуры. К моменту разогрева катализатора трубчатой печи до 700-750 °С, сероочистка должна быть разогрета до 360-370 °С. Содержание серы в выходящем газе должно быть н/б 0,5 мг/м³, нагрузкой на отделение в 50%, и давлением в 18-20 кгс/см².

Следующий шаг – это плавная подача технологического газа в трубчатую печь, которая протекает следующим образом: перед началом подачи технологического газа создается перепад давления в 3-4 кгс/см², это обеспечит плавную подачу газа в печь. Т.к. очень важно, чтобы в

первоначальный момент пошло как можно меньше газа в печь (этим предотвращается резкое падение температуры на выходе из печи). После этого, приоткрывая клапан на линии, плавно подается технологический газ в печь со скоростью н/б 2000 м³/ч. Когда, по мере увеличения расхода газа в печь, начинает падать температура (из-за начала эндотермической реакции конверсии метана), то поднимается тепловая нагрузка на печь путем розжига дополнительных горелок печи. В связи с этим производится постоянный контроль температуры стенок змеевиков печи и температуры теплоносителей на выходе из них. Ступенчато расход в печь доводится до 30000 м³/ч, а давление в системе поднимается до 18 кгс/см². В течение всего периода разогрева катализаторов поддерживается соотношение пар:газ в пределах 3,3 – 3,8:1. При содержании метана на выходе из трубчатой печи в 9-12,5% и температуре на выходе 730-760 °С первичный риформинг считается выведен на НТР.

Подача воздуха в реактор вторичного риформинга и вывод его на режим начинается с в первую очередь с подготовительных мероприятий, т.к. пуск воздушного компрессора поз. К-402 предполагает резкое увеличение паропотребления, в связи с чем необходимо плавно набрать избыток пара 40 кгс/см² не менее 40 т/ч со сбросом пара на свечу. После чего пускается компрессор и создается необходимое давление воздуха на нагнетании, в диапазоне 20–22 кгс/см², что позволяет плавно подать воздух в шахтный конвертор за счет перепада давления в 3–4 кгс/см² между подаваемым воздухом и газом в системе риформингов. Подача происходит с открытия электрозадвигки на линии воздуха и плавной подачи воздуха в смесь, контролируя при этом температуру стенки змеевика ПВС, температуру после змеевика, температуру в свободном пространстве аппарата и слое катализатора. Скорость в свободном пространстве реактора и слое катализатора будет подниматься за счет начавшегося процесса реакции окисления (горения) над слоем катализатора, скорость подачи воздуха контролируется так, чтобы температура росла в свободном слое н/б 50 °С/ч, а

температура слоя катализатора со скоростью н/б 30 °С/ч. Расход ступенчато доводится до 35000 м³/ч (примерно по 2000 м³/ч путем открытия клапана по подаче воздуха), пока концентрация метана на выходе не достигнет 0,3–0,5%. После этого считается, что вторичный риформинг выведен на НТР.

Катализатор в среднетемпературном конверторе (СТК) СО первой ступени поз.114 при проведении остановочных ремонт находится в восстановленном состоянии под давлением чистого азота и во время пуска разогревается конвертируемым газом после вывода на режим риформингов. Конвертор отключен по входу и выходу рабочего газа запорной арматурой.

Прием конвертируемого газа и разогрев катализатора конверсии окиси углерода первой ступени производится в следующей последовательности: открывается байпас электрозадвижки перед конвертором поз.114, конвертируемым газом после поз.110 набирается давление в аппаратах поз.114, поз.115, поз.116 н/б 5 кгс/см² (для избегания конденсации пара). Плавно приоткрывая в период разогрева катализатора электрозадвижки на входе и сбросе газа на факельную установку после поз.115, создается необходимый расход горячего газа через аппарат, благодаря чему разогрев ведется со скоростью 25–30 °С/ч. Во время разогрева важно не допускать перепад температур по слоям катализатора более 60 °С, а также периодически сливать конденсат с трубопроводов и аппарата. Конвертор поз.114 подключается, когда температура по слоям достигает 330 °С - точки начала реакции (включение в работу катализатора), после чего переводится весь объем газа со сброса на ФС на подачу в конвертор, делается небольшая выдержка, отбирается анализ газа на выходе и при достижении содержания окиси углерода в газе н/б 4% считается, что аппарат выведен на нормальный технологический режим. После чего конвертированный газ выдается на отделение очистки газа от диоксида углерода, т.к. это необходимо для перехода на следующий этап пусковых операций.

Разогрев катализатора конвертора низкотемпературной конверсии окиси углерода (НТК) поз.117 (в период когда катализатор восстановлен)

производится газом после отделения очистки конвертированного газа от диоксида углерода по специальной линии, предназначенной для этой цели (диоксид углерода в сухом газе опасен для катализатора, т.к. приводит к окислению его, поэтому необходимо использовать газ без него). Реактор находится под давлением азота, который закрывается перед этим процессом, а также отсечен по входу и выходу газа. После этого создается минимальный проток горячего газа со сбросом в атмосферу путем небольшого открытия задвижки на пусковой линии и линии сброса в атмосферу после поз.117. Давление поддерживается н/б 3 кгс/см^2 путем открытия сброса (для избегания конденсации пара на слое катализатора, т.к. это уменьшает срок службы катализатора), а скорость разогрева $25\text{--}30 \text{ }^\circ\text{C/ч}$ поддерживается путем открытия задвижки на пусковой линии. Подключение в работу происходит только по достижении температуры $190\text{--}200 \text{ }^\circ\text{C}$ по всем слоям катализатора, задвижки на сбросе в атмосферу и подаче газа от отделения очистки закрываются, плавно приоткрывается задвижка после аппарата и набирается давление со скоростью 5 кгс/см^2 в час до рабочего значения, дальше реактор подключается в работу. При достижении содержания в конвертированном газе после аппарата окиси углерода н/б $0,65\%$ считается, что конвертор поз.117 выведен на нормальный технологический режим работы.

В приложении А показан общий вид задвижек.

2.3 Выбор и обоснование решения по модернизации пуска отделения риформинга агрегата аммиака

«Отделение сероочистки, риформингов метана, конверсии окиси углерода предназначено для очистки природного газа от сернистых соединений, конверсии метана и окиси углерода с получением неочищенного конвертированного газа со стехиометрическим соотношением водорода к азоту 3:1 и пара высокого давления $102\text{--}109 \text{ кгс/см}^2$ и является основной стадией при получении синтетического аммиака» [14].

«Система парообразования предназначена для получения пара высокого давления (102-109 кгс/см²) с температурой 480-485 °С за счет утилизации тепла конвертированного газа и сжигания топливного газа во вспомогательном котле» [8].

Технологическая схема получения конвертированного газа представляет собой последовательно расположенные друг за другом реактора разной формы и строения, каждый из которых наполнен собственным катализатором.

Таблица 3 – Характеристика катализаторов, используемых в отделении риформинга

Название катализатора	Предназначение	Внешний вид
Катализатор НИАП 01-01	Используется для гидрирования в аппарате поз.105 сернистых соединений, содержащихся в природном газе	Катализатор представляет собой формованные гранулы (диаметр 4 - 5,5 мм, высота 4 - 7 мм) цилиндрической формы голубого цвета. активной окиси алюминия, пропитанные растворами солей молибдена и кобальта. Насыпная плотность - 0,64 - 0,74 т/м ³ . Срок службы 3 года. Объем загрузки - 22,4 м ³ (в том числе потери)
Поглотитель цинковый KATALKO 32-4	Используется для поглощения сероводорода в реакторе поз.104А после гидрирования органических соединений серы	сферические гранулы светло-серого цвета. Размеры: диаметр - 2,5-3,0 мм. Насыпная плотность в пределах 1146 кг/м ³ Срок службы - 10 лет Объем загрузки - 30 м ³ (50% загрузка)

Продолжение таблицы 3

Поглотитель ГИАП-10	цинковый	Используется для поглощения сероводорода в реакторе поз.104Б после гидрирования органических соединений серы	таблетки светло-серого цвета. Размеры: диаметр - $5,0 \pm 1,0$ высота - $5,0 \pm 1,0$. Насыпная плотность в пределах $1,5 - 1,9$ т/м ³ . Срок службы - 4 года. Объем загрузки - $65,28\text{м}^3$ (для одного аппарата в том числе потери).
Катализатор 57-4Q и KATALCO 25-4Q	KATALCO	Используется для паровой каталитической конверсии природного газа в трубчатой печи поз. 107 под давлением до 40 кгс/см^2	никелевый катализатор в форме цилиндров с 4 отверстиями диаметром 3 мм серого или светло серого цвета. Размеры: диаметр - 13 мм, высота - 15 мм. Насыпная плотность - $0,8-0,87$ т/м ³ . Объем загрузки (общий) - $40,2 \text{ м}^3$. Срок службы - 6 лет.
Катализатор 54-8Q	KATALCO	Используется для паровоздушной конверсии природного газа в шахтном конверторе II ступени поз. 110 под давлением до 40 кгс/см^2	никелевый катализатор в форме цилиндров с 4 отверстиями диаметром $2,9-3,1$ мм серого или светло серого цвета Размеры: диаметр - 13 мм ,высота - 17 мм. Насыпной вес т/м ³ - $0,8-0,87$ т/м ³ . Объем загрузки - 28 м^3 , Срок службы - 8 лет
Катализатор Shift Max 120		Используется для конверсии окиси углерода водяным паром при температуре от 300 до $450 \text{ }^\circ\text{C}$ и обеспечения остаточного содержания оксида углерода на выходе не выше $4,0 \%$	среднетемпературный железохромовый промотированный медью катализатор в форме таблетки тёмно-бурого цвета. Размеры: диаметр - 6 мм, высота - 6 мм. Насыпная плотность - $1,2-1,3$ т/м ³ . Объем загрузки - $128,4 \text{ м}^3$. Срок службы - 8 лет
Катализатор 83-3	KATALCO	Используется для низкотемпературной конверсии окиси углерода с водяным паром и обеспечения остаточного содержания окиси углерода в пределах не выше $0,65\%$ об.	Алюмо-цинк медный катализатор в форме цилиндрической таблетки черного цвета. Размеры: диаметр - 4-5 мм, высота -5-6 мм. Насыпной вес - $1,1-1,5$ т/м ³ . Объем загрузки (общий) - 74 м^3 . Срок службы - 7 лет

Во время работы температуру, необходимую для начала реакции в п.105, газовая смесь получает в двух змеевиках зоны БТА (блока

теплоиспользующей аппаратуры), где подогревается дымовыми газами, идущими по дымоходу печи, после подогревшись до температуры н/б 400 °С проходит 2 аппарата сероочистки (п.105 и п.104), очистившись от сернистых соединений до н/б 0,5 г/м³ (по остаточному содержанию серы) газовая смесь с температурой 350-390 °С и давлением н/б 37 кгс/см² смешивается с паром и поступает в печь первичного риформинга п.107, где паро-газовая смесь распределяется на 504 реакционные трубы, расположенных в топке печи, в которых происходит конверсия метана и водяного пара в свободный водород, окись углерода и диоксид углерода за счет сжигания топлива в топочном пространстве печи риформинга п.107, после конвертированный газ через 12 сборных коллекторов и передаточного коллектора поступает на вторичный риформинг с температурой 760-830 °С и давлением н/б 32 кгс/см² поступает в шахтный конвертер п.110, где газовая смесь смешивается с атмосферным воздухом и частично сгорает в свободном объеме, для того чтобы создать необходимую температуру для реакции в слое катализатора, а также обеспечить синтез-газ необходимым количеством азота для реакции образования аммиака в отделении синтеза, после конвектора остаточная часть метана в газе составляет н/б 0,5 % (сухого газа). Конвертированный газ следуя из п.110 проходит котлы-утилизаторы п.111А/Б и п.112, где происходит понижение температуры газа до 330-380 °С, и поступает на отделение конверсии окиси углерода в реактор СТК п.114, газ внутри которого проходит радиально слой катализатора, где происходит превращение большей части окиси в диоксид углерода, с температурой н/б 450 °С и остаточным содержанием окиси н/б 4 % конвертированный газ проходит котел-утилизатор п.115 и теплообменник п.116, где отдает свое тепло и с температурой 200-250 °С поступает в реактор п.117, внутри которого происходит почти полная конверсия остаточной окиси, в результате чего синтез-газ имеет следующий состав : CO₂ - н/б 18%, CO - н/б 0,65% , H₂ - н/м 61,0 , CH₄ - 0,20 - 0,35%, N₂ - 19 – 20%.

Пуск агрегата аммиака - очень энергозатратный процесс, который длится 4 суток, из которых большую часть времени занимает процесс разогрева катализаторов отделения риформинга. Так как основным источником тепла газового потока является передаваемое тепло, образующееся при сжигании топлива в печи п.107, то и соответственно основные затраты связаны с расходом природного газа на установку (поступающего на технологический процесс и на сжигание в топке печи п.107), а также налогами, которыми облагается предприятие (т.к. в процессе достаточно длительного сжигания газа образуются вредные вещества, такие как окись углерода и окислы азота).

«Изменения на энергетическом рынке, связанные с увеличением стоимости энергоресурсов, ставят перед предприятиями химической промышленности сложные задачи, связанные с повышением объемов выпускаемой продукции, с улучшением ее качества без дополнительных затрат и повышением энергоэффективности производств» [13].

Данная технология разрабатывалась более 40 лет назад, исходя из той ситуации на энергетическом рынке и используемом сырье, процесс пуска нельзя было изменить, т.к. используемое сырье было достаточно низкого качества (большое содержание примесей, которые негативно сказываются на работе катализаторов производства аммиака) и установка плавно выводилась на рабочие температуры согласно разработанной модели.

Несколько лет назад предприятие ПАО «ТольяттиАзот» перешло на природный газ нового поставщика, которым стал Газпром, что в свою очередь дает возможность внести изменения в устаревшую модель пуска агрегата аммиака, так как она слишком энергозатратная. Поступающий на предприятие газ стал намного чище, об этом свидетельствует малое содержание серы и ее соединений ($0,001 \text{ мг/м}^3$), которые представляют наибольшую опасность для катализаторов процесса, отравляя их и сокращая в разы срок службы, как катализаторов, так и трубопроводов газа.

Исходя из приведенных выше данных, мной предлагается провести модернизацию процесса разогрева катализаторов отделения риформинга с помощью добавления специальной технологической обвязки трубопроводов, которая позволит переводить подачу горячего природного газа после отделения сероочистки со сброса на факел на разогрев катализаторов реакторов СТК п.114 и НТК п.117 отделения конверсии СО с последующей подачей его в коллектор природного газа (который поступает в качестве топлива на 260 шт. горелок печи п.107) отделения риформинга и сжиганием его в топке печи п.107 во время пусковых операций, что в свою очередь приведет к значительной экономии затрачиваемого природного газа на разогрев, а также время затрачиваемое на него.

В ходе исследования технологии разогрева катализаторов, мной было изучена также обвязка всех трубопроводов агрегата аммиака, вследствие чего предлагаю рассмотреть следующие технологические схемы, а также их преимущества и недостатки. В общих чертах оба варианта предполагают добавление дополнительной обвязки труб реакторов отделений сероочистки и конверсии окиси углерода, но со следующими различиями, которые рассмотрим ниже.

Вариант 1 (рисунок 7) – Предполагает использовать уже имеющиеся аппараты поз.115 (паровой котел) и поз.143 (холодильник азота) в целях регулирования температуры перед реактором поз.117 (НТК), а также добавления небольшого дополнительного теплообменника поз.143/1 с этой же целью.

Значительными преимуществами данного варианта является экономия на изготовлении оборудования (из-за использования имеющегося оборудования) и части трубопроводов, а также добавление котла – утилизатора поз.115, за счёт чего появляется потенциал для экономии природного газа на горелках вспомогательного котла, что увеличивает общее количество сэкономленного газа и снижение его нагрузки в этот период пуска, что повысит срок службы котловых труб поз.108.

Недостатком, следует отметить, является повышение гидравлического сопротивления трубопроводов, вследствие чего придется поднять давление во время пуска до теплообменников, что повысит стоимость изготовления трубопроводов из-за большей толщины стенок труб, а также значительно увеличится общая длина всей обвязки трубопроводов, что повышает общую стоимость модернизации. Вследствие того, что имеющийся теплообменник поз.143 рассчитан на более низкую тепловую нагрузку, то это вызывает необходимость добавления в технологическую схему разогрева дополнительного параллельно установленного теплообменника поз.143/1 (для распределения тепловой нагрузки поступающего потока), что минимизирует всю выгоду данного предложения.

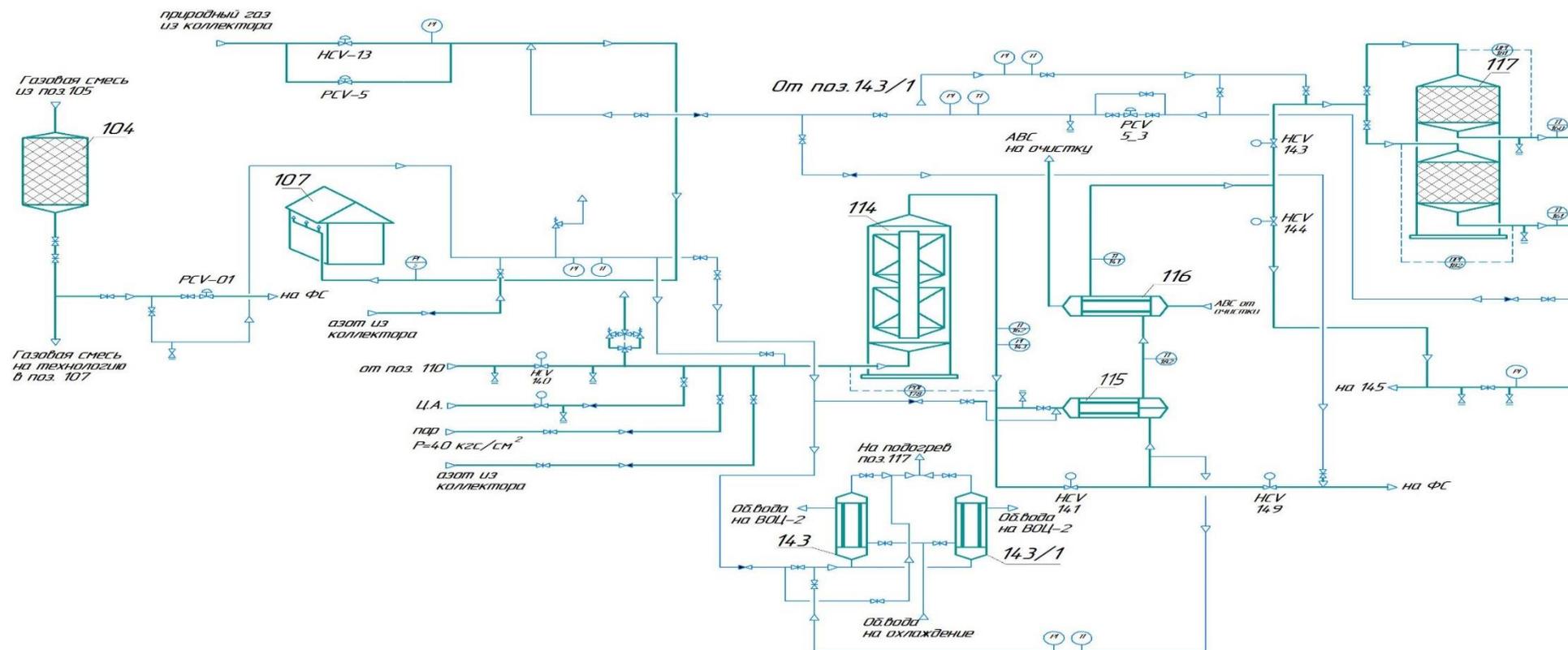


Рисунок 7 – Общий вид предлагаемой технологической схемы разогрева вариантом №1

104 – аппарат гидрирования сернистых соединений; 105 – адсорбер сернистых соединений; 107 – печь первичного риформинга; 115– котел – утилизатор, 114 – конвертор СТК, 117 – конвертор НТК, 116, 143, 143/1 – теплообменники

Вариант 2 (рисунок 8) – Предполагает более упрощенную схему разогрева, в которой горячий газ проходит поз.115, а после поступает в (новый) поз.143/1 теплообменный аппарат, понижающий температуру газа до требуемых значений.

Преимуществом данного варианта является упрощенная технологическая схема, в результате чего значительно уменьшается общая длина трубопровода и количество используемой арматуры. Аналогично первому варианту газ будет проходить через поз.115, что позволит снизить расход газа на вспомогательный котел поз.108. За счет добавления поз.143/1 как отдельного теплообменника, технологический процесс разогрева будет вестись при таких же условиях, что убирает дополнительную нагрузку на оборудование в процессе пуска, и дает возможность использовать трубопровод с меньшей толщиной стенки, что приведет к пониженным затратам на изготовление необходимых трубопроводов.

Из недостатков следует отметить более габаритный теплообменный аппарат поз.143/1, в сравнении с предложенным в первом варианте, что отражается на его стоимости изготовления.

Исходя из проведенного мной анализа считаю, что второй предложенный вариант технологической схемы является более оптимальным и экономичным.

Предлагаемая модернизация предполагает более полное использование потенциала покупаемого предприятием углеводородного сырья, что в свою очередь приведет к следующим последствиям: уменьшит себестоимость продукта за счет меньших затрат природного газа на этапе пуска, позволит более быстро выходить на нормативную мощность агрегату, уменьшит в свою очередь трудозатраты работников предприятия, а также уменьшит выбросы вредных веществ в окружающую среду и налоговый сбор с предприятия.

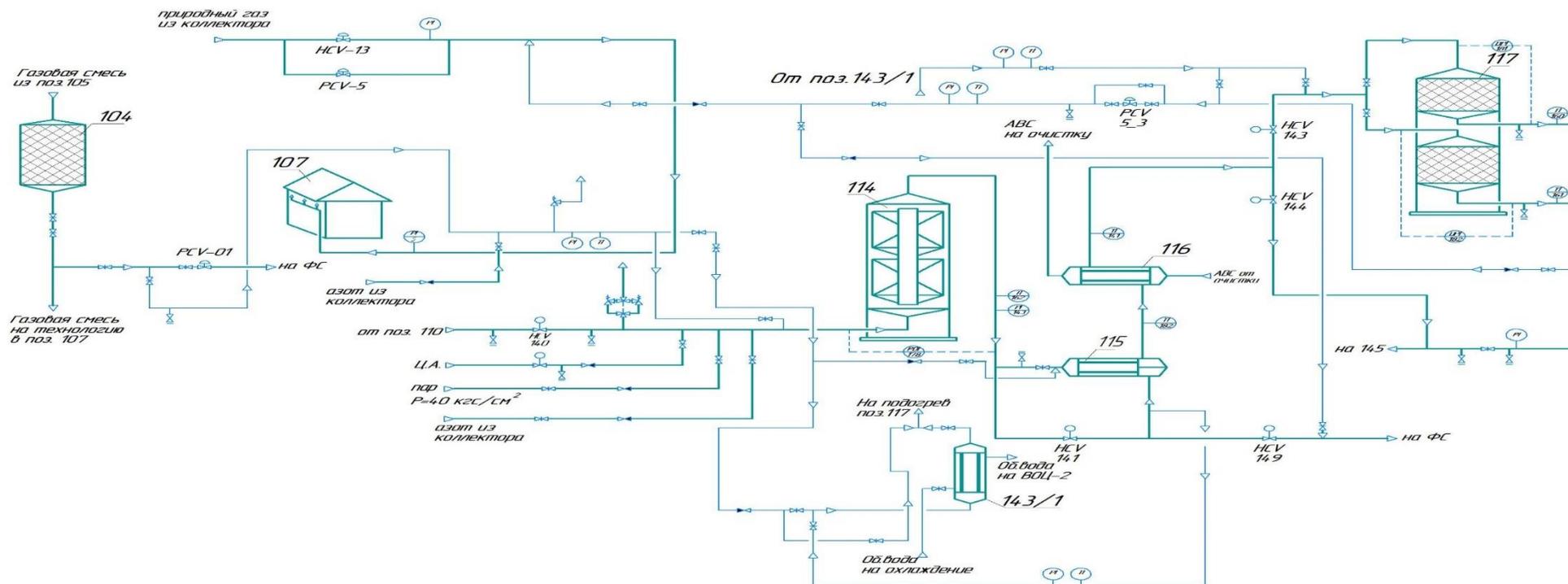


Рисунок 8 – Общий вид предлагаемой технологической схемы разогрева вариантом №2

104 – аппарат гидрирования сернистых соединений; 105 – адсорбер сернистых соединений; 107 – печь первичного риформинга; 115– котел – утилизатор, 114 – конвертор СТК, 117 – конвертор НТК, 116, 143/1 – теплообменники

3 Расчетная часть

3.1 Расчет параметров трубопроводов, теплообменного оборудования и выбросов вредных веществ в предложенной технологической схеме

3.1.1 Расчет оптимального диаметра трубопровода для подачи природного газа на разогрев катализаторов конверсии СО 1 и 2 ступени

«Внутренний диаметр трубопровода круглого сечения рассчитываем по формуле

$$D = \sqrt{4 * \frac{Q}{\pi * w}}. \quad (9)$$

Обычно расход перекачиваемой среды известен и, следовательно, для расчета диаметра трубопровода требуется определить единственный параметр — w . Чем больше скорость, тем меньше требуемый диаметр трубопровода, т. е. меньше стоимость трубопровода, его монтажа и ремонта. Однако с увеличением скорости растут потери напора в трубопроводе, что приводит к увеличению перепада давления, необходимого для перемещения среды, и, следовательно, к росту затрат энергии на ее перемещение.

Оптимальный диаметр трубопровода, при котором суммарные затраты на перемещение жидкости или газа минимальны, следует находить путем технико-экономических расчетов. На практике можно исходить из подобранных значений скоростей, обеспечивающих близкий к оптимальному диаметр трубопровода» [16].

Исходя из табличных значений и давления было принято, что скорость потока 15 м/с, а массовый расход природного газа составляет 18000 нм³/ч (10269 кг/ч учитывая коэффициент коррекции равный 1,75 при 4 кгс/см² абсолютного давления и 350°С), отсюда следует, что:

$$D = \sqrt{4 * \frac{2,85}{3,14 * 15}} = \sqrt{0,24} = 0,49 \text{ м.}$$

Исходя из полученных значений внутреннего диаметра, принимаем трубопровод с следующими характеристиками:

- Наружный диаметр, мм – 508;
- Толщина стенки, мм – 8;
- Материал – Углеродистая сталь.

3.1.2 Расчет гидравлического сопротивления трубопроводов

«Расчет гидравлического сопротивления необходим для определения затрат энергии на перемещение жидкостей и газов и подбора машин, используемых для перемещения, насосов, вентиляторов и т. п.

Гидравлическое сопротивление обусловлено сопротивлением трения и местными сопротивлениями, возникающими при изменениях скорости потока по величине или направлению.

Потери давления (ΔP_{Π}) или напора (h_{Π}) на преодоление сопротивления трения и местных сопротивлений в трубопроводах определяют по формулам:

$$\Delta P_{\Pi} = \left(\frac{\lambda * l}{d} + \Sigma \xi \right) * \frac{(\rho * w^2)}{2}; \quad (10)$$

где λ - коэффициент трения; l и d - соответственно длина и диаметр трубопровода; $\Sigma \xi$ - сумма коэффициентов местных сопротивлений; ρ - плотность жидкости или газа.

Длину трубопровода принимаю из фактических замеров и составленной мной схемы (рисунок 8), равной 95м.

Число Рейнольдса определяется соотношением.

$$Re = \rho * w * d / \eta; \quad (12)$$

$$Re = \frac{0,342 * 15 * 0,5}{1850 * 10^{-8}} = 138648$$

В турбулентном потоке различают три зоны, для которых коэффициент λ рассчитывают по разным формулам, но в данном случае для расчета подходит формула для зоны, автомодельной по отношению к Re ($Re > 560/e$):

$$\lambda = 0,11 * e^{0,25} \quad (13)$$

В формуле (13) $e = \Delta/d$ – относительная шероховатость трубы; Δ – абсолютная шероховатость трубы (средняя высота выступов на поверхности трубы), т.к. труба будет использоваться стальная новая, то значение принимается 0,06 мм.

Тогда, $\lambda = 0,11 * 0,00012^{0,25} = 0,11 * 0,104 = 0,011$ мм.

Значения коэффициентов местных сопротивлений ξ в общем случае зависят от вида местного сопротивления и режима движения жидкости. В предложенной технологической схеме (рисунок – 7) предлагаю использовать следующее количество арматуры (перечисленное в таблице – 4)

Таблица 4 – Список всей устанавливаемой арматуры в предлагаемой схеме вариантом №2.

Наименование арматуры	Общее количество, штук	Коэффициент местного сопротивления, ξ (Па)	Dy, мм	Py МПа (кгс/см ²)
Вентиль	4	5	80	1,6 (16)
Задвижка	21	0,15	500	1,6 (16)
Обратный клапан	5	0,15	500	1,6 (16)

Ниже приведены наиболее распространенные типы местных сопротивлений и соответствующие значения коэффициентов ξ .

- Вход в трубу, с острыми краями — $\xi = 0,5$, с закругленными краями — $\xi = 0,2$;
- Выход из трубы: $\xi = 1$;
- Плавный отвод круглого сечения: $\xi = A \cdot B$.

Коэффициент А зависит от угла φ , на который изменяется направление потока в отводе, принимается из таблицы 7 (Приложение Б).

Коэффициент В зависит от отношения радиуса поворота трубы R_0 к внутреннему диаметру трубы d , принимается из таблицы 8 (Приложение Б).

Для отвода с градусом равным в 45° коэффициент $A = 0,6$, а исходя из того, что отношение $R_0 / d = 19$, то коэффициент $B = 0,06$. Тогда для отвода в 45° $\xi = 0,54$ Па.

- Сопротивление колена с углом в 90 градусов (угольник), принимается из таблицы 9 (Приложение Б), $\xi = 1,1$ Па.
- Сопротивление вентиля и обратного клапана нормальное, при полном открытии, принимается из таблицы 10 (Приложение Б). $\xi = 5$ Па.
- Сопротивление вентиля прямооточный, при полном открытии. При $Re > 3 \cdot 10^5$, принимается из таблицы 11 (Приложение Б). $\xi = 3,5$ Па.
- Внезапное расширение. Значения ξ зависят от соотношения площадей меньшего и большего сечений F_1/F_2 и от числа Re (рассчитываемого через скорость и эквивалентный диаметр для меньшего сечения), принимается из таблицы 12 (Приложение Б). $\xi = 0,3$ Па.
- Внезапное сужение. Значения ξ определяют так же, как при внезапном расширении, принимается из таблицы 13 (Приложение Б). $\xi = 0,3$ Па.
- Тройники. Коэффициенты ξ определяют в зависимости от отношения расхода жидкости в ответвлении $Q_{отв}$ общему расходу Q_m в основном трубопроводе (магистрале). При определении потерь напора с использованием приведенных ниже коэффициентов следует исходить из скорости жидкости в магистрали. Коэффициенты местных сопротивлений, относящиеся к магистрали (ξ_m) и к ответвляющемуся трубопроводу ($\xi_{отв}$), в ряде случаев могут иметь отрицательные значения, так как при слиянии или разделении потоков возможно всасывание жидкости и увеличение напора»[4], принимается из таблицы 14 (Приложение Б). $\xi = 0$ Па.

- Сопротивление задвижки, принимается из таблицы 15 (Приложение Б). $\xi = 0,15$ Па.

Исходя из фактической схемы расположения трубопроводов можно посчитать сумму местных сопротивлений, которая будет следующая:

$$\sum \xi = \xi_1 + \xi_2 \dots + \xi_5; (14), \text{ где}$$

- $\xi_1 = 0,2$ (вход в трубопровод);
- $\xi_2 = 1$ (выход из трубопровода);
- $\xi_3 = 14,5$ (суммарное сопротивление создаваемое отводами и угольниками трубопровода);
- $\xi_4 = 10$ (суммарное сопротивление, создаваемое обр. клапанами)
- $\xi_5 = 2,5$ (суммарное сопротивление создаваемое сужениями и расширениями трубопровода);
- $\xi_5 = 2,3$ (суммарное сопротивление создаваемое задвижками трубопровода);

Значения 1 – 6 принимаются исходя из того, что поток природного газа будет следовать по нормальной технологической схеме (без учета движения по байпасам, а также без разделения потока).

$$\sum \xi = 0,2 + 14,5 + 10 + 2,5 + 2,3 + 1 = 30,5 \text{ Па.}$$

Тогда, потери давления будут равны:

$$\Delta P_{\Pi} = \left(\lambda * \frac{l}{d} + \sum \xi \right) * \frac{(\rho * w^2)}{2}; (15)$$

$$\Delta P_{\Pi} = \left(0,011 * \frac{95}{0,5} + 30,5 \right) * \frac{(0,342 * 225)}{2} = 1253 \text{ Па.}$$

Таким образом был произведен расчет гидравлического сопротивления трубопроводов

3.1.3. Расчет необходимого количества охлаждаемой воды

Так как газ будет достигать температуры после отделения сероочистки 330 °С, то эта температура будет оптимальна для п.114 т.к. – это температура включения катализатора в работу, но для п.117 этот газ будет иметь слишком высокую температуру т.к. по нормам технологического режима необходимо разогреть его до температуры 190–200 градусов перед подключением в

работу, и с целью регулирования температуры перед реактором, газ будет охлаждаться оборотной водой в теплообменном аппарате п.143/1, который идеально подходит под данные условия работы. Расчет будет производиться по максимальной тепловой нагрузке в период разогрева на аппарат, при условии, что поз.115 не будет участвовать в процессе.

Для определения количества охлаждаемой воды, необходимого для охлаждения природного газа, можно использовать формулу теплового баланса:

$$Q = m * c * (t_2 - t_1), (16)$$

где Q – количество теплоты, m – масса охлаждаемого вещества, c – удельная теплоёмкость вещества, t_2 – конечная температура вещества, t_1 – начальная температура вещества.

Удельная теплоёмкость метана составляет 3220Дж/(кг·К).

Для начала определим массу метана:

$$m = \frac{V}{\rho} (17)$$

где V – объём метана (18000 м³/ч), ρ – плотность метана (0,71 кг/м³).

$$m = 18000 / 0,71 \approx 25352 \text{ кг/ч.}$$

Теперь найдём количество теплоты, необходимое для охлаждения метана:

$$Q = 25352 * 3220 * 130 = 10612347200 \text{ Дж/ч}$$

Чтобы определить количество оборотной воды, используем соотношение между количеством теплоты и теплоемкостью воды:

$$m = Q / c * (t_2 - t_1), (18)$$

Где, c – удельная теплоемкость воды ($c \approx 4200$ Дж/(кг·К)), а m – массовый расход воды, t_1 – начальная температура воды (равна 20°C), t_2 – конечная температура воды (принимаю в 80°C).

$$m = Q / c * (t_2 - t_1) = 10612347200 / (4200 * (80 - 20)) = 42112 \text{ кг/ч}$$

или 42,0 м³/ч

Таким образом, для охлаждения природного газа с расходом в 18000 м³/ч потребуется – 42,0 м³/ч оборотной воды с температурой в 20°С.

3.1.4. Расчет кожухотрубчатого теплообменного аппарата

Исходные данные:

Массовый расход горячего природного газа – 25352 кг/ч или 7 кг/с, температура на входе 330°С, температура на выходе 200°С, $\mu_1 = 19 \cdot 10^{-5}$ Па*с, $\lambda = 0,085$ Вт/(м·град).

Массовый расход холодной оборотной воды, подаваемой на охлаждение потока газа равен 42112 кг/ч или 11,7 кг/с, температура на входе равна 20°С, $\mu_2 = 546 \cdot 10^{-6}$ Па*с, $\lambda = 0,6$ Вт/(м·град).

– Определение тепловой нагрузки определяется по формуле (14):

$$Q = 25352 \cdot 3220 \cdot 130 = 10612347200 \text{ Дж/ч или } 2947874 \text{ Вт}$$

– Определение конечной температуры воды после теплообменника из уравнения теплового баланса

$$t_{2к} = t_{2н} + \frac{Q}{(G_2 \cdot c_2)} \quad (19)$$

$$t_{2к} = 20 + \frac{10612347200}{(42116 \cdot 4200)} = 80^\circ\text{C}$$

– Определение средне-логарифмической разности температур

$$\Delta t_{\text{ср.лог.}} = \left[\frac{(330-80) - (200-20)}{\ln\left(\frac{250}{180}\right)} \right] \quad (20)$$

$$\Delta t_{\text{ср.лог.}} = \frac{70}{0,328} = 213^\circ\text{C}$$

Ориентировочный выбор теплообменника производится следующим образом:

Принимаем ориентировочное значение $Re_{1ор.} = 15000$, что соответствует развитому турбулентному режиму течения в трубах. Очевидно, такой режим возможен в теплообменнике, у которого число труб, приходящееся на один ход, равно:

а) Для труб диаметром $d_H = 20 \times 2$ мм

$$n/z = \frac{4G_1}{\pi d Re_{1ор} \mu_1}; \quad (21)$$

$$n/z = \frac{4 \cdot 7}{3,14 \cdot 0,016 \cdot 15000 \cdot 0,00019} = 195$$

б) Для труб диаметром $d_n = 25 \times 2 \text{ мм}$

$$n/z = \frac{4 \cdot 7}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 15000 \cdot 0,00019} = 148$$

Поскольку в данной ситуации происходит передача тепла от газа к воде, то принимаем оптимальное ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, соответствующее турбулентному течению: $K = 300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. При этом ориентировочное значение поверхности теплообмена составит:

$$F_{\text{оп1}} = \frac{Q}{\Delta t_{\text{ср.лог}} \cdot K_{\text{оп}}}; \quad (22)$$

$$F_{\text{оп1}} = \frac{2947874}{(213 \cdot 60)} = 46 \text{ м}^2$$

Согласно таблице параметров кожухотрубчатых теплообменников и холодильников («по ГОСТ 15118 – 79, ГОСТ 15120 – 79 и ГОСТ 15122 – 79» [16]), теплообменники с близкой поверхностью имеют диаметр кожуха 400 – 600 мм. При этом только многоходовые аппараты с числом ходов $z = 2$ или 4 имеют соотношения n/z , близкие к 195 и 148.

В многоходовых теплообменниках средняя движущая сила несколько меньше, чем в одноходовых, вследствие возникновения смешанного взаимного направления движения теплоносителей. Поправку для средне-логарифмической разности температур определим по уравнению (27), предварительно рассчитав необходимые безразмерные коэффициенты по формулам (23 – 26):

$$P = \frac{t_{2\text{к}} - t_{2\text{н}}}{t_{1\text{н}} - t_{2\text{н}}}; \quad (23)$$

$$P = \frac{80 - 20}{330 - 20} = 0,193$$

$$R = \frac{t_{1\text{н}} - t_{1\text{к}}}{t_{2\text{к}} - t_{2\text{н}}}; \quad (24)$$

$$R = (330 - 200)/(80 - 20) = 2,166$$

$$\Pi = \sqrt{R^2 + 1}; \quad (25)$$

$$\Pi = \sqrt{5,694} = 2,386$$

$$\delta = \frac{R - 1}{\ln\left(\frac{1 - P}{1 - R * P}\right)}; (26)$$

$$\delta = \frac{2,166 - 1}{\ln\left(\frac{1 - 0,193}{1 - 2,166 * 0,193}\right)}$$

$$\delta = \frac{1,166}{\ln\left(\frac{0,807}{0,582}\right)} = \frac{1,166}{0,327} = 3,565$$

$$\varepsilon_{\Delta t} = \frac{\eta / \delta}{\ln\left(\frac{[2 - P * (1 + R - \eta)]}{[2 - P * (1 + R + \eta)]}\right)}; (27)$$

$$\varepsilon_{\Delta t} = (2,386 / 3,565) / \left(\ln\left(\frac{[2 - 0,193 * (1 + 2,166 - 2,386)]}{[2 - 0,193 * (1 + 2,166 + 2,386)]}\right)\right) = 1,22$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \Delta t_{\text{ср.лог}} * \varepsilon_{\Delta t}; (28)$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = 213 * 1,22 = 260^{\circ}\text{C}$$

С учетом поправки ориентировочная поверхность составит:

$$F_{\text{оп2}} = \frac{2947874}{(260 * 300)} = 38 \text{ м}^2$$

- Уточненный расчет поверхности теплопередачи производим, принимая следующие значения выбранного теплообменника: D = 600 мм; d_н = 20x2мм; n = 370; n/z = 185;

Расчет трубного пространства:

$$Re_1 = \frac{4 * G_1}{\pi * d_{\text{в}} * \left(\frac{n}{z}\right) * \mu_1}; (29)$$

$$Re_1 = \frac{4 * 11,7}{3,14 * 0,016 * 185 * 0,000546} = 9222$$

$$Pr_1 = \frac{c_1 * \mu_1}{\lambda_1}; (30)$$

$$Pr_1 = \frac{4200 * 0,000546}{0,6} = 3,58$$

Коэффициент Pr_{ст} рассчитываем исходя из температуры стенки, принятой равной 76°C, и все физико-химические свойства теплоносителя (оборотной воды).

$$Pr_{\text{ст}} = c_{1\text{ст}} * \mu_{1\text{ст}} / \lambda_{1\text{ст}}; (31)$$

$$Pr_{\text{ст}} = \frac{4190 * 0,00037}{0,672} = 2,3$$

$$\alpha_1 = \left(\frac{\lambda_1}{d_B}\right) * 0,023Re^{0,8} * Pr^{0,4} * \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}}\right)^{0,25}; (32)$$

$$\alpha_1 = (0,64/0,016) * 0,023(9222)^{0,8} * (3,58)^{0,4} * (3,58/2,3)^{0,25} = 2400 \text{ Вт/(м}^2\text{*К)}$$

Расчет межтрубного пространства производится исходя из того, что площадь сечения потока в межтрубном пространстве между перегородками равна $S_{\text{мтр}} = 0,048 \text{ м}^2$, тогда :

$$Re_2 = (G_2 * d_H) / (S_{\text{мтр}} * \mu_2); (33)$$

$$Re_2 = 7 * 0,02 / (0,048 * 0,00019) = 15350$$

$$Pr_2 = 3200 * 0,00019/0,085 = 7,15$$

Коэффициент $Pr_{ст}$ рассчитываем исходя из температуры стенки, принятой равной 76°C , и все физико-химические свойства теплоносителя (природного газа).

$$Pr_{2ст} = 2350 * 0,000127/0,04 = 7,46$$

$$\alpha_2 = \left(\frac{\lambda_2}{d_H}\right) * 0,24Re^{0,6} * Pr^{0,36} * \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}}\right)^{0,25}; (34)$$

$$\alpha_2 = \left(\frac{0,085}{0,02}\right) * 0,24(15350)^{0,6} * (7,15)^{0,36} * (7,15/7,46)^{0,25} = 664 \text{ Вт/(м}^2\text{*К)}$$

Один из теплоносителей является природным газом, а второй является водой, исходя из этого термическими сопротивлениями со стороны газа можно пренебречь, а вот со стороны воды необходимо учесть равным $2900 \text{ м}^2\text{*К/Вт}$. Повышенная температура и коррозионные свойства воды диктуют выбор нержавеющей стали в качестве материала труб. Теплопроводность нержавеющей стали примем равной $\lambda_{н.ст.} = 17,5 \text{ Вт/(м*К)}$.

Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений равна:

$$\sum \delta/\lambda = 0,002/17,5 + 1/2900 = 0,00046 \text{ Вт/(м*К)}$$

Коэффициент теплопередачи равен:

$$K = 1/(1/\alpha_1 + \sum \delta/\lambda + 1/\alpha_2); (35)$$

$$K = \frac{1}{1/2400 + 0,00046 + 1/664} = 416 \text{ Вт/(м*К)}$$

Требуемая поверхность составит:

$$F_{\text{треб.}} = \frac{2947874}{(260 \cdot 416)} = 27 \text{ м}^2$$

Из таблицы параметров кожухотрубчатых теплообменников и холодильников (по ГОСТ 15118 – 79, ГОСТ 15120 – 79 и ГОСТ 15122 – 79 [16]) следует, что из выбранного ряда подходит теплообменник с трубами длиной 3 м и номинальной поверхностью $F_{\text{н}} = 34 \text{ м}^2$.

При этом запас:

$$\Delta = (F_{\text{н}} - F_{\text{треб.}}) \cdot 100 / F_{\text{н}} ; (36)$$

$$\Delta = (34 - 27) \cdot 100 / 34 = 20,6 \text{ \%}.$$

Гидравлическое сопротивление теплообменников определяется по формуле:

$$\Delta P = \left(\lambda \frac{\delta}{\lambda} + \sum \xi \right) \cdot \frac{w^2}{2\rho} ; (37)$$

$$\Delta P = \left(3,57 \cdot \frac{3}{0,016} + 2,5 \right) \cdot \frac{11,72^2}{2 \cdot 0,998} = 46051 \text{ Па, где:}$$

λ - коэффициент трения;

$\sum \xi$ - сумма коэффициентов местных сопротивлений, которые берутся из стандартных значений, принимая, что: $\xi=1,5$ – входная и выходные камеры, $\xi=1$ – вход и в трубы и выход из них;

W - массовая скорость, кг/(м²·сек)

ρ - плотность, кг/м³

Коэффициент трения λ определяем по формуле:

$$\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[\frac{e}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right] \right\}^{-2} ; (38)$$

$$\lambda = \left\{ \lg \left[\frac{12,5}{3,7} + \left(\frac{6,81}{9222} \right)^{0,9} \right] \right\}^{-2} = 3,57$$

Таким образом был произведен расчет асчет кожухотрубчатого теплообменного аппарата.

3.1.4. Расчет количества вредных выбрасываемых веществ

В ходе модернизации по предложенной технологической схеме (рассматривая 2 вариант процесса разогрева) для того, чтобы рассчитать

количество вредных выбрасываемых веществ, необходимо найти общее количество сэкономленного природного газа.

Исходные данные для расчета расхода принимаем следующие:

$T_{н.кат}$ (начальная температура катализаторов поз.104,105,114 и 117)
= 0 °С;

$T_{к.кат.поз.105}$ (конечная температура катализатора поз.105) = 280°С;

$T_{к.кат.поз.104}$ (конечная температура сорбента поз.104) = 280°С;

$T_{к.кат.поз.114}$ (конечная температура катализатора поз.114) = 330°С;

$T_{к.кат.поз.117}$ (конечная температура катализатора поз.117) = 200°С;

$\Delta T_{кат.}$ (скорость изменения температуры катализаторов во время разогрева принимается) = 25°С/ч;

$F_{п.г.1}$ (природный газ высокого давления, подаваемый на технологический процесс во время разогрева отделения сероочистки) = 18000 м³/ч;

$F_{п.г.2}$ (природный газ высокого давления, подаваемый на технологический процесс во время разогрева отделения конверсии СО) = 27000 м³/ч;

$F_{п.г.3}$ (природный газ низкого давления, подаваемый в качестве топлива на горелки печи поз.107 во время разогрева отделения сероочистки, в связи с тем, что расход растет постоянно и ступенчато с одинаковыми интервалами, то принимается среднеарифметическое значение этого параметра) = 12000 м³/ч;

$F_{п.г.4}$ (природный газ низкого давления, подаваемый в качестве топлива на горелки печи поз.107 во время разогрева отделения конверсии СО) = 24000 м³/ч;

В первую очередь производится расчет затрачиваемого объема природного газа, который затрачивается на разогрев отделений сероочистки и конверсии СО:

$V_{р.с.} = F_{общ.1} * t_1$; (39), где:

1) $V_{р.с.}$ – общий объем п.г. на разогрев сероочистки

2) $F_{\text{общ.1}}$ – общий объем п.г., поступающий с целью разогрева отделения сероочистки (технологические нужды + топливо), $\text{м}^3/\text{ч}$;

3) t_1 – время затрачиваемое на достижение необходимой температуры слоя катализатора отделения сероочистки, ч;

$$F_{\text{общ.1}} = F_{\text{п.г.3}} + F_{\text{п.г.1}}; \quad (40)$$

$$F_{\text{общ.1}} = 18000 + 12000 = 30000 \text{ м}^3/\text{ч};$$

Учитывая, что аппараты поз.104 и 105 греются одновременно и с одинаковой скоростью, то:

$$t_1 = T_{\text{к.кат.поз.104}} / \Delta T_{\text{кат.}}; \quad (41)$$

$$t_1 = 280 / 25 = 11,2 \text{ ч или } 11\text{ч и } 12 \text{ мин.};$$

$$V_{\text{р.с.}} = 30000 * 11,2 = 366000 \text{ м}^3;$$

Из вышеописанного описания процесса пуска следует, что перед подключением отделения сероочистки в работу необходимо достичь определенной температуры катализатора в трубчатой печи поз.107 из-за чего в течение 9 часов на факельной установке сжигается большое количество газа, разогретого до температуры 300-330 градусов.

Так же в связи с этим рассчитываются затраты п.г., связанные с «простоем» $V_{\text{простой}}$ отделения сероочистки за этот период по формуле (39):

$$V_{\text{простой}} = 18000 * 9 = 162000 \text{ м}^3;$$

Нахождение затрачиваемого общего объема п.г. на разогрев катализаторов конверсии СО нахожу по аналогично по формулам (39), (40), (41):

$$F_{\text{общ.2}} = 27000 + 24000 = 51000 \text{ м}^3/\text{ч};$$

Расход $F_{\text{общ.2}}$ сохраняется без изменений вплоть до выхода поз.117 на НТР, но в связи с особенностью катализаторов аппараты разогреваются по отдельности, в связи с чем расчет общего объема п.г. под каждый реактор поз.114 и поз.117 ведется по отдельности:

$$t_{2.\text{поз.114}} = 330 / 25 = 13,2 \text{ ч или } 13\text{ч и } 12 \text{ мин.};$$

$$t_{2.\text{поз.117}} = 200 / 25 = 8 \text{ ч};$$

$$V_{\text{р.поз.114}} = 51000 * 13,2 = 673200 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{р.поз.117}} = 51000 * 8 = 408000 \text{ м}^3;$$

Из полученных значений следует, что на разогрев отделений сероочистки и конверсии СО необходимо суммарно затратить 1717000 м³ природного газа в качестве топлива, а также в качестве теплоносителя.

Для того, чтобы найти общее количество природного газа, сэкономленного предложенным вариантом 2, сначала необходимо найти общий объем п.г. высокого давления который будет подаваться на горелки печи поз.107 взамен п.г. низкого давления.

Для этого находится объем, затрачиваемый печью поз.107 в качестве топлива – $V_{\text{н.д.}}$, исходя из среднего расхода природного газа ($F_{\text{п.г.3}}$) в этот период (с момента подачи п.г. газа высокого давления на отделение сероочистки до момента достижения температуры после реакционных труб).

$$V_{\text{н.д.}} = 12000 * 21 = 252000 \text{ м}^3;$$

В связи с тем, что во время всего периода разогрева катализатора сероочистки расход п.г. высокого давления выше, чем низкого, подаваемого в качестве топлива, то п.г. высокого давления полностью заменяет п.г. низкого давления и как следствие удастся сэкономить благодаря этому решению 252000 м³.

Благодаря данной модернизации суммарно будет сэкономлено природного газа (за каждый пуск агрегата аммиака):

$$V_{\text{общ}} = V_{\text{р.поз.114}} + V_{\text{р.поз.117}} + V_{\text{н.д.}} + V_{\text{простой.}}; \quad (42)$$

$$V_{\text{общ}} = 1128000 \text{ м}^3;$$

Для расчета количества вредных веществ принимаем выше принятые данные.

Расчет выбросов оксидов азота во время разогрева катализаторов сероочистки и конверсии СО.

Суммарное количество оксидов азота NO_x в пересчете на NO_2 (в г/с, т/год), выбрасываемых в атмосферу с дымовыми газами (определяем для каждого отдельного случая по раздельности) определяется по формуле:

$$M_{NO_x} = B_p \cdot Q_H^c \cdot K_{NO_2}^r \cdot \beta_k \cdot \beta_t \cdot \beta_a \cdot (1 - \beta_r) \cdot (1 - \beta_\delta) \cdot k_n, \quad (42)$$

где B_p – расчетный расход топлива, $\text{нм}^3/\text{с}$ (тыс. $\text{нм}^3/\text{год}$). При работе печи в соответствии с режимной картой с достаточной степенью точности может быть принято $B_p = B$ – фактическому расходу топлива на печь поз.107;

Q_H^c – низшая теплота сгорания топлива, $\text{МДж}/\text{нм}^3$;

$K_{NO_2}^r$ – удельный выброс оксидов азота при сжигании газа, $\text{г}/\text{МДж}$.

$$K_{NO_2}^r = 0,0113 \cdot \sqrt{Q_T} + 0,03, \quad (43)$$

где Q_T – фактическая тепловая мощность котла по введенному в топку теплу

Тогда удельный выброс оксидов азота, который образуется в топке печи в период разогрева катализаторов сероочистки, будет равен:

$$K_{1NO_2}^r = 0,0113 \cdot \sqrt{307,692^{0,5}} + 0,03 = 0,077 \text{ г}/\text{МДж}.$$

Удельный выброс оксидов азота, который образуется в топке печи в период разогрева катализаторов конверсии СО, будет равен:

$$K_{2NO_2}^r = 0,0113 \cdot \sqrt{618,384^{0,5}} + 0,03 = 0,086 \text{ г}/\text{МДж}.$$

β_k – безразмерный коэффициент, учитывающий принципиальную конструкцию горелки. Для всех инжекционных горелок принимается $\beta_k = 1,6$.

β_t – безразмерный коэффициент, учитывающий температуру воздуха, подаваемого для горения, определяется по формуле:

$$\beta_t = 1 + 0,002 \cdot (t_{гв} - 30), \quad (44)$$

где $t_{гв}$ – температура горячего воздуха, $^{\circ}\text{C}$.

Подставим значения и выполним расчет:

$$\beta_t = 1 + 0,002 \cdot (30 - 30) = 1.$$

β_a – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние избытка воздуха на образование оксидов азота. В общем случае значение $\beta_a = 1,225$.

β_r – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рециркуляции дымовых газов через горелки на образование оксидов азота. Принимаем $\beta_r = 0$.

β_δ – безразмерный коэффициент, учитывающий ступенчатый ввод воздуха в топочную камеру. Принимаем $\beta_\delta = 0$.

k_n – коэффициент пересчета;

при определении выбросов в граммах в секунду $k_n = 1$;

при определении выбросов в тоннах в год $k_n = 10^{-3}$.

Подставим значения и выполним расчет, учитывая, что плотность п.г. $0,78 \text{ кг/м}^3$:

– для разогрева отделения сероочистки:

$$M_{1NO_x} = 196,56 \cdot 43,7 \cdot 0,077 \cdot 1,6 \cdot 1 \cdot 1,225 \cdot (1 - 0) \cdot (1 - 0) \cdot 10^{-3} = 1,2955 \text{ т/год.}$$

$$M_{1NO_x}' = 2,03 \cdot 43,7 \cdot 0,077 \cdot 1,6 \cdot 1 \cdot 1,225 \cdot (1 - 0) \cdot (1 - 0) \cdot 1 = 13,37 \text{ г/с}$$

– для отделения конверсии СО

$$M_{2NO_x} = 396,8 \cdot 43,7 \cdot 0,086 \cdot 1,6 \cdot 1 \cdot 1,225 \cdot (1 - 0) \cdot (1 - 0) \cdot 10^{-3} = 2,922 \text{ т/год.}$$

$$M_{2NO_x}' = 4,05 \cdot 43,7 \cdot 0,086 \cdot 1,6 \cdot 1 \cdot 1,225 \cdot (1 - 0) \cdot (1 - 0) \cdot 1 = 29,8 \text{ г/с}$$

Пересчет NO_x в NO выполняется по формуле:

$$M_{NO} = 0,13 \cdot M_{NO_x} \quad (45)$$

Подставим значения и выполним расчет:

Для отделения сероочистки:

$$M_{1NO} = 0,13 \cdot 1,2955 = 0,1684 \text{ т/год}$$

$$M_{1NO}' = 0,13 \cdot 13,37 = 1,7379 \text{ г/с}$$

Для отделения конверсии СО:

$$M_{2NO} = 0,13 \cdot 2,922 = 0,3798 \text{ т/год}$$

$$M_{2NO'} = 0,13 \cdot 29,8 = 3,874 \text{ г/с}$$

Пересчет NO_x в NO_2 выполняется по формуле:

$$M_{NO_2} = 0,8 \cdot M_{NO_x} \quad (46)$$

Подставим значения и выполним расчет:

Для отделения сероочистки:

$$M_{1NO_2} = 0,8 \cdot 1,2955 = 1,0364 \text{ т/год}$$

$$M_{1NO_2'} = 0,8 \cdot 13,37 = 10,696 \text{ г/с}$$

Для отделения конверсии CO:

$$M_{2NO_2} = 0,8 \cdot 2,922 = 2,3376 \text{ т/год}$$

$$M_{2NO_2'} = 0,8 \cdot 29,8 = 23,84 \text{ г/с}$$

Расчет количества выбросов оксида углерода во время разогрева катализаторов сероочистки и конверсии CO

При отсутствии данных инструментальных замеров оценка суммарного количества выбросов оксида углерода расчет количества выбросов CO, г/с (т/год) выполняется по формуле:

$$M_{CO} = 10^{-3} \cdot B \cdot C_{CO} \cdot \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (47)$$

где B – расход топлива, г/с (т/год);

C_{CO} – выход оксида углерода при сжигании топлива, г/кг (г/нм^3) или кг/т (кг/тыс.нм^3). Определяется по формуле:

$$C_{CO} = q_3 \cdot R \cdot Q_H^c, \quad (48)$$

где q_3 , – потери тепла вследствие химической неполноты сгорания топлива, %

R – коэффициент, учитывающий долю потери тепла вследствие химической неполноты сгорания топлива, обусловленную наличием

в продуктах неполного сгорания оксида углерода. Для газа принимаем $R=0,5$.

Q_n^c – низшая теплота сгорания топлива, МДж/нм³;

Подставим значения и выполним расчет:

Для отделения сероочистки:

$$C_{CO} = 0,5 \cdot 0,5 \cdot 43,7 = 10,925$$

$$M_{1CO} = 10^{-3} \cdot 196,56 \cdot 10,925 \cdot \left(1 - \frac{0}{100}\right) = 1 = 2,147 \text{ т/год}$$

$$M_{1CO} = 2,03 \cdot 10,925 \cdot \left(1 - \frac{0}{100}\right) = 22,177 \text{ г/с}$$

Для отделения конверсии CO:

$$M_{2CO} = 10^{-3} \cdot 396,8 \cdot 10,925 \cdot \left(1 - \frac{0}{100}\right) = 1 = 4,335 \text{ т/год}$$

$$M_{2CO} = 4,05 \cdot 10,925 \cdot \left(1 - \frac{0}{100}\right) = 44,246 \text{ г/с}$$

Таким образом был произведен расчет количества вредных выбрасываемых веществ.

3.2 Ожидаемые результаты модернизации

Ожидаемые результаты модернизации процесса разогрева катализаторов приведены в таблице 5.

Таблица 5 – Ожидаемые результаты модернизации процесса пуска агрегата аммиака

Наименование показателя	До модернизации	После модернизации
Общий затрачиваемый объем природного газа на разогрев катализаторов отделения риформинга	2671800 м ³	1543800 м ³
Время пусковых операций (связанных с разогревом катализаторов) отделения риформинга	80,8 ч.	59 ч.
Объем природного газа затрачиваемый на разогрев катализатора поз.114	673200 м ³	0 м ³
Объем природного газа затрачиваемый на разогрев катализатора поз.117	408000 м ³	0 м ³

Продолжение таблицы 5

Объем природного газа в качестве топлива сжигаемого в печи первичного риформинга во время пусковых операций (связанных с разогревом катализаторов)	1579000 м ³	803800 м ³
Время простоя отделения сероочистки (во время разогрева печи поз.107)	9 ч	0 ч
Рационально использованный объем природного газа во время разогрева	0 м ³	252000 м ³
Объем выбросов вредных веществ во время разогрева отделения конверсии СО	NO – 0,3798 т/год СО – 4,335 т/год	NO – 0 т/год СО – 0 т/год

Вывод: в результате модернизации разогрева катализаторов отделения риформинга за счет создания специальной обвязки трубопроводов и добавления теплообменника поз.143/1, произойдет суммарное уменьшение потребления природного газа в количестве 1128000 м³ на каждый пуск отделения риформинга, сокращение времени вывода отделения на нормальный технологический режим с 80,8 ч. до 59 ч., а также сокращение выбросов оксидов азота и оксида углерода.

Заключение

В результате изучения технологической схемы пуска отделения риформинга производства аммиака было выявлено, что данная технология очень энергозатратная. Основным источником тепла газового потока является тепло, передаваемое при сжигании природного газа в печи первичного риформинга. Соответственно, основные затраты связаны с расходом природного газа, поступающего на установку (на технологический процесс и на сжигание в топке печи первичного риформинга), а также с налогами, которыми облагается предприятие (так как в процессе достаточно длительного сжигания большого объема газа образуются вредные вещества, такие как оксид углерода и оксиды азота).

В работе была разработана технологическая схема обвязки трубопроводов, которая позволяет переводить подачу горячего природного газа после отделения сероочистки со сброса на факел на разогрев катализаторов конвертора СТК и конвертора НТК отделения конверсии СО, с последующей подачей его в коллектор природного газа отделения риформинга и сжиганием в топке печи первичного риформинга во время пусковых операций. Для регулирования температуры природного газа перед конвертором НТК предусмотрена подача его после конвертора СТК в котел-утилизатор и новодобавленный теплообменник, в котором поток горячего газа охлаждается оборотной водой из водооборотного контура с градирнями.

В ходе данной работы, исходя из данных теплового баланса, были выполнены расчеты трубопроводов, а также теплообменника для охлаждения потока природного газа после конвертора СТК. На основании выполненных расчетов был определен диаметр трубопроводов, подобран кожухотрубчатый теплообменник, а также выбрано основное и вспомогательное оборудование в соответствии с разработанной технологической схемой разогрева катализаторов.

Использование предложенной модели пуска позволит экономить на каждом пуске отделения риформинга 1128000 м^3 природного газа. Учитывая тот факт, что на предприятии 7 агрегатов аммиака и 2 агрегата метанола, в общей совокупности при нормальной работе предприятия в нынешних условиях ежегодная экономия будет достаточно большой.

Из полученных данных можно сделать вывод, что данная модернизация разогрева катализаторов отделения риформинга обеспечивает более полное использование потенциала покупаемого предприятием углеводородного сырья, а также способствует уменьшению себестоимости продукта за счет меньших затрат природного газа на этапе пуска. Это позволит агрегату более быстро выходить на нормативную мощность, уменьшит в свою очередь трудозатраты работников предприятия, а также уменьшит выбросы вредных веществ в окружающую среду и налоговый сбор с предприятия.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Бесплатная электронная коллекция учебных материалов Studbooks.net, Производство аммиака из азотоводородной смеси, URL:https://studbooks.net/1913798/tovarovedenie/proizvodstvo_ammiaaka_azotovodorodnoy_smesi?__cf_chl_tk=qD8ANT1eNbr99fgsJ.V9TWmCes1mFBTPJ1iEtScZidc-1717013132-0.0.1.1-5481 (дата обращения: 11.03.2024)
2. Динамическая вязкость газов и паров в интервале температуры от (-220) до 1000 °С / Thermalinfo.ru [Электронный ресурс] URL: <http://thermalinfo.ru/svojstva-gazov/gazy-raznye/dinamicheskaya-vyazkost-gazov-i-parov> (дата обращения: 17.04.2024).
3. Должностная инструкция оператора отделения реформинга производства аммиака URL: https://vk.com/doc391481497_621733061?hash=bduv6e7JsbOJD1XZSvmykmjL2XskFYw2xzFi0oUIhY4&dl=MWwW13Sm3dJSGOk5Iy3a8R9ubDRl2wKATfKmt7zzvw0 (дата обращения: 15.04.2024).
4. 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. 496 с. [Электронный ресурс] URL: <https://djvu.online/file/RHLKxInYegfN5> (дата обращения: 16.04.2024).
5. Журнал Neftegaz.ru, Мировая аммиачная промышленность: анализ современного состояния и прогноз развития. URL: <https://magazine.neftegaz.ru/articles/ekonomika/795294-mirovaya-ammiachnaya-promyshlennost-analiz-sovremennogo-sostoyaniya-i-prognoz-razvitiya/> (дата обращения: 05.03.2024)
6. Журнал Neftegaz.ru, Мировая аммиачная промышленность: анализ современного состояния и прогноз развития. URL: <https://magazine.neftegaz.ru/articles/ekonomika/795294-mirovaya-ammiachnaya>

promyshlennost-analiz-sovremennogo-sostoyaniya-i-prognoz-razvitiya-/ (дата обращения: 15.03.2024)

7. Межотраслевой журнал для главных специалистов предприятий – Химическая техника. [Электронный ресурс] URL: <https://chemtech.ru/tehnologija-poluchenija-sintez-gaza-parovoj-konversiej-uglevodorodov/> (дата обращения: 25.03.2024).

8. Модернизация турбокомпрессора синтез – газа производства аммиака, Химическая техника [Электронный ресурс] URL: <https://chemtech.ru/modernizacija-turbokompressora-sintez-gaza-proizvodstva-ammiaka/> (дата обращения: 12.04.2024).

9. ООО НИАП – КАТАЛИЗАТОР, список катализаторов используемых на установках аммиака и метанола компаниями. [Электронный ресурс] URL: <http://niap-kt.ru/wp-content/uploads/2022/04/Каталог-НИАП-КАТАЛИЗАТОР.pdf> (дата обращения: 22.03.2024).

10. Патент № 2642788С1 Российская Федерация, МПК В01J 23/80 (2006.01), В01J 23/86 (2006.01), В01J 23/885 (2006.01), В01J 23/04 (2006.01), В01J 37/04 (2006.01), С01В 3/16 (2006.01). Способ получения медьцинкхромалюминиевого катализатора : № 2016149025 : заявл. 13.12.2016 : опубл. 26.01.2018/ Шаркина В. И., Серегина Л. К., Щанкина В. Г.

11. Плотность метана. Свойства газов метанового ряда C_nH_{2n+2} URL: <http://thermalinfo.ru/svojstva-gazov/organicheskie-gazy/svojstva-gazov-metanovogo-ryada> (дата обращения: 17.04.2024).

12. Принципиальная схема паровоздушной конверсии метана, Химическая информационная сеть / Химический факультет МГУ им. Ломоносова URL: <https://www.chem.msu.su/rus/teaching/safonov1/1.html> (дата обращения: 05.04.2024).

13. Свободная энциклопедия Википедия, Аммиак. URL: <https://ru.wikipedia.org/wiki/Аммиак> (дата обращения: 01.03.2024).

14. Синтез аммиака из азотоводородной смеси (АВС), Сервис Студопедия, база статей, сырье для производства аммиака. URL:

https://studopedia.ru/3_191337_sire-dlya-proizvodstva-ammiaka-sintez-ammiaka-iz-azotvodorodnoy-smesi-avs.html (дата обращения: 10.03.2024)

15. Способ пуска производства аммиака [Электронный ресурс] : пат. RU92010842A Рос. Федерация: МПК C01C 1/02 (1995.01) / Назаров Э.К., Барышева Г.А., Шустов В.В., Логинов Н.Д., Гончар Ю.М., Уткин В.В., Иванов Ю.А.; Кирово – Чепецкий химический комбинат. - №92010842/26; заявл. 12.09.1992; опубл. 02.10.1996 URL: https://yandex.ru/patents/doc/RU92010842A_19960210 (дата обращения: 10.04.2024).

16. Технология переработки углеводородных газов. Паровая конверсия метана. Промышленная энциклопедия для студентов – [Электронный ресурс] URL: https://studme.org/397051/tehnika/parovaya_konversiya_metana (дата обращения: 31.03.2024).

17. Технология связанного азота и азотных удобрений, Конверсия окиси углерода, под ред. Н.И. Воробьева. URL: <https://studfile.net/preview/2525323/page:7/> (дата обращения: 05.04.2024).

18. Технология связанного азота. Получение синтез – газа в промышленности. URL: <https://proplast.ru/articles/tehnologiya-svyazannogo-azota-poluchenie-sintez-ga/> (дата обращения: 21.03.2024)

19. Шварц А.Л., Брук Л.Г Конверсия метана в технологические газы МИТХТ им. М.В. Ломоносова [Электронный ресурс] URL: <https://studfile.net/preview/8236856/> (дата обращения: 29.03.2024).

20. Romero A. et al. Comparative dehydrogenation of cyclohexanol to cyclohexanone with commercial copper catalysts: Catalytic activity and impurities formed //Applied Catalysis A: General. – 2011. – Т. 392. – №. 1-2. – С. 19-27.

Продолжение Приложения А

два основных требования разогрева: первое – это поддержание скорости разогрева катализатора в диапазоне 25-30 °С/ч и второе – это недопущение создания сильных перепадов температур (более 60 °С) в верхних и нижних слоях катализатора за счет большого перепада температур греющего газа и катализатора, тем самым создаются оптимальные условия разогрева для реактора п.117.

Принимаем пусковой подогреватель п.143/1 с следующими данными:

- диаметр, $D = 400$ мм;
- высота, $H = 780$ мм;
- поверхность теплообмена, $F = 34$ м²;
- диаметр труб, $d = 20 \times 2$ мм;
- длина трубок, $l = 3000$ мм;
- количество трубок, $n = 181$ шт.

«Клапан регулирующий применяется в качестве регулирующего устройства для автоматического управления технологическими процессами различных производств химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и др. отраслей. Непрерывное регулирование параметров рабочей среды (расхода, температуры) осуществляется путем изменения пропускной способности».

Продолжение Приложения А

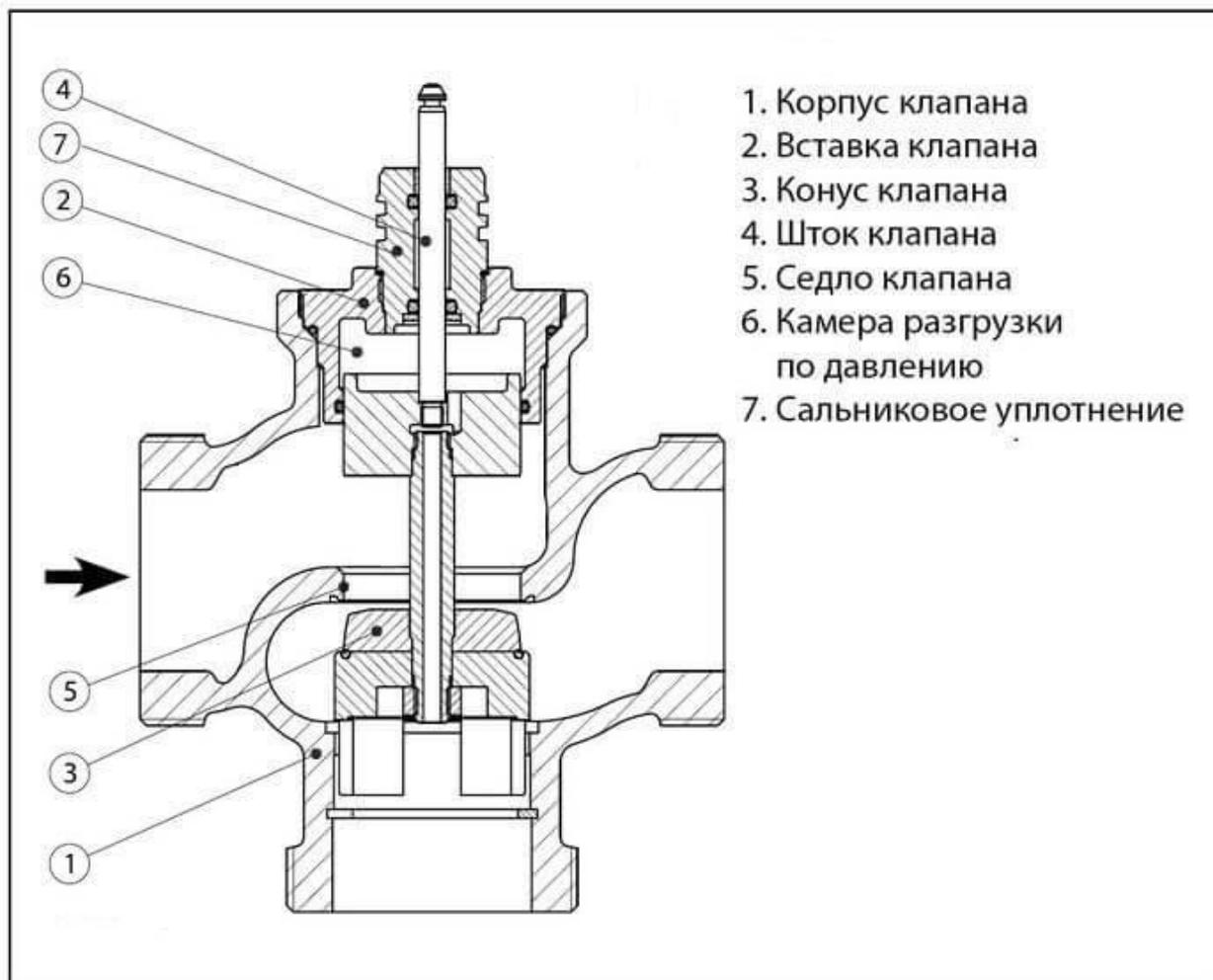


Рисунок А.2 – Общий вид предлагаемого регулирующего клапана.

В предложенной технологической схеме пуска данный клапан (рисунок 11) будет участвовать в контроле расхода проходящего газа через реакторы п.114 и п.117, тем самым обеспечивать возможность дистанционного управления и контроля процесса. Благодаря чему будет достигаться более плавный разогрев катализатора и возможность в аварийных и нештатных ситуациях быстро перевести поток природного газа на факельную установку, что обезопасит процесс.

Продолжение Приложения А

Принимаем регулирующий клапан с следующими данными:

- Диаметр номинальный, DN = 500 мм;
- Давление номинальное, PN = 2,5(25) МПа(кгс/см²);
- Условная пропускная способность, K_{vy} = 30000 м³/ч;
- Рабочая среда - Вода, воздух, пар, аммиак, жидкие нефтепродукты и углеводороды, масляные фракции, нефтехимические и др. среды, в которых скорость коррозии материала корпуса не превышает 0,2мм в год;
- Температура рабочей среды, T_{раб.} = (-10°C) - (425°C);
- Температура окружающей среды, T_{окр.} = (-60°C) - (50°C);
- Тип ЭИМ, ST 0.1 (ΔP_{max} = 16 кгс/см²), ST 1-Ex (ΔP_{max} = 16 кгс/см²);
- Питание ЭИМ при частоте 50Гц, 220В;
- Масса клапана, 162 кг;

Материалы основных деталей будут следующими:

- Корпус, крышка – Сталь 20Гл ГОСТ21357;
- Плунжер, седло – Сталь 20х13 ГОСТ5632;
- Уплотнение сальниковое – Графлекс ;
- Прокладка – ТРГ;
- Срок службы – 12 лет;

«Задвижки фланцевые ручные – промышленная трубопроводная арматура, в которой проход перекрывается поступательным перемещением затвора в направлении, перпендикулярном движению потока транспортируемой среды.

Задвижки применяются для перекрытия потоков газообразных или жидких сред в трубопроводах различных давлений и условных (номинальных) проходов.

Продолжение Приложения А

- Вид затвора – Клиновая;
- Рабочая среда – Жидкие и газообразные среды (вода, воздух, пар, аммиак, жидкие нефтепродукты и углеводороды, масляные фракции, нефтехимические и др. среды в которых скорость коррозии материала корпуса не превышает 0,2мм в год);

- Температура рабочей среды, $T_{\text{раб.}}=(-40^{\circ}\text{C})-(425^{\circ}\text{C})$;

- Температура окружающей среды, $T_{\text{окр.}}=(-40^{\circ}\text{C})-(45^{\circ}\text{C})$;

- Масса клапана, 1233 кг;

Материалы основных деталей будут следующими:

- Материал корпуса– Углеродистая сталь (сталь 20);

- Приемка – ОТК;

- Срок службы – 10 лет;

«Вентиль (рисунок 12) – одно из наиболее распространённых запорных устройств, они широко применяются для газовых, водопроводных и иных магистралей. Такое устройство позволяет полностью перекрыть поток жидкости или газовой среды, кроме того, с его помощью можно эффективно менять интенсивность потока в трубопроводе.

Продолжение Приложения А

– Жидкие и газообразные среды, в том числе хлорсодержащие с содержанием влаги в хлоре не более 0,04%, по отношению к которым применяемые материалы коррозионностойки;

– Температура рабочей среды, $T_{\text{раб}} = (-40^{\circ}\text{C}) - (425^{\circ}\text{C})$;

– Температура окружающей среды, $T_{\text{окр}} = (-40^{\circ}\text{C}) - (45^{\circ}\text{C})$;

– Масса клапана, 24 кг;

Материалы основных деталей будут следующими:

– Материал корпуса – Углеродистая сталь (сталь 20);

– Приемка – ОТК;

– Срок службы – 10 лет;

«Предохранительный клапан (рисунок 13) — это вид трубопроводной арматуры, осуществляющий автоматический выпуск избыточной среды при повышении давления в системе. Принцип его действия прост — в момент нарастания напора пружинный механизм сжимается и отодвигает затвор. Когда показатели опускаются до номинальных значений, конструкция возвращается в исходное положение и сброс веществ прекращается.

Продолжение Приложения А

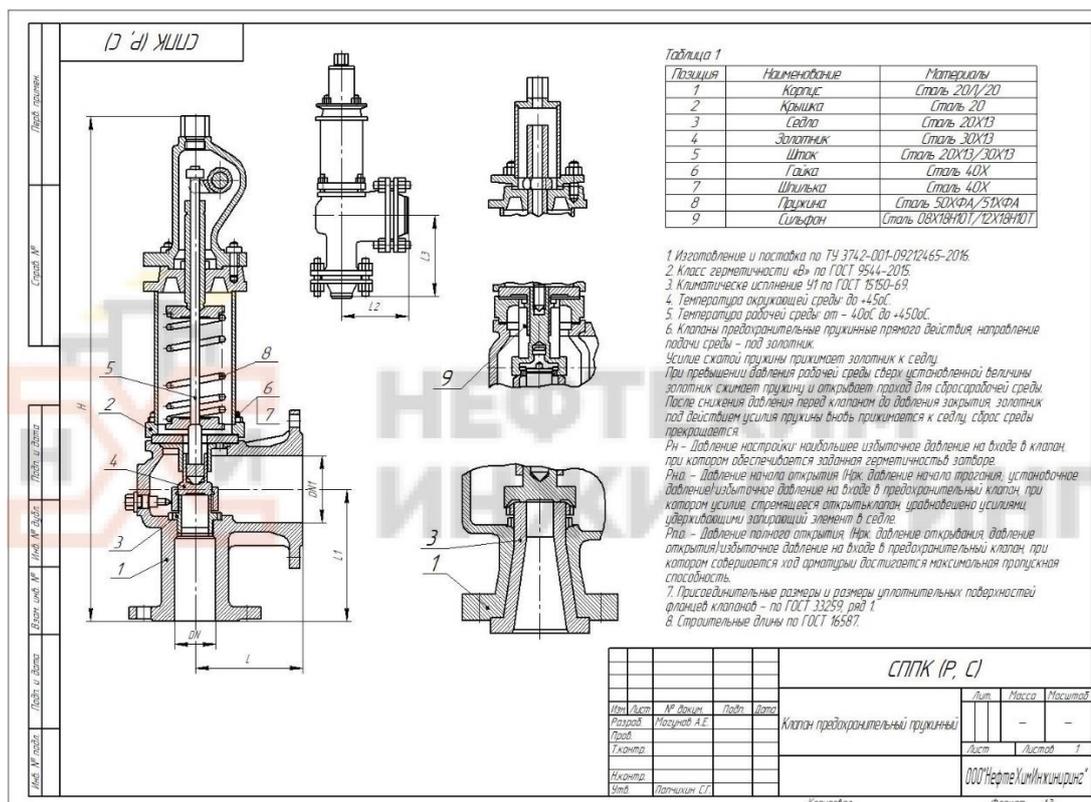


Рисунок А.5 – Общий вид предохранительного клапана.

Установка фитинга защищает трубопровод от разгерметизации, перегрева, механических повреждений и разрыва соединительных частей. Устройство удаляет излишки среды путем сбрасывания их в атмосферу или дренажную систему.

Критическое давление возникает при сбоях в работе трубопроводной линии любого назначения. Элемент своевременно срабатывает на изменение движения потока, применяется в магистралях промышленного и бытового типа [24].».

Принимаем задвижку с следующими данными:

- Диаметр номинальный, DN = 200/300 мм;
- Давление номинальное, PN = 1,6/0,6(16/6) МПа(кгс/см²);
- Дублер –С приспособлением для принудительного открытия;
- Герметизация подвижного соединения – Сальниковое;

Продолжение Приложения А

- Рабочая среда – Вода, воздух, пар, аммиак, нефть, жидкие углеводороды и нефтепродукты, масляные фракции и другие, среды, в которых скорость коррозии материала корпуса не превышает 0,2 мм в год;
- Температура рабочей среды, $T_{\text{раб}} = (-40^{\circ}\text{C}) - (425^{\circ}\text{C})$;
- Температура окружающей среды, $T_{\text{окр}} = (-40^{\circ}\text{C}) - (45^{\circ}\text{C})$;
- Масса клапана, 180 кг;
- Пределы настройки давления, $P_{\text{н}}$, кгс/см² (номер пружины) - 0,5...1,2 (72); 1,2...3 (73); 3...5 (74); 5...8 (75); 8...16 (76);

Материалы основных деталей будут следующими:

- Материал корпуса – Углеродистая сталь (сталь 20);
- Приемка – ОТК;
- Срок службы – 15 лет;

«Обратный клапан (рисунок 14) - вид защитной трубопроводной арматуры, предназначенной для недопущения изменения направления потока среды в технологической системе. Обратные клапаны пропускают среду в одном направлении и предотвращают её движение в противоположном, действуя при этом автоматически и являясь арматурой прямого действия.

С помощью данной арматуры возможно защитить различное оборудование, трубопроводы, насосы и сосуды под давлением, увеличить срок службы оборудования, а также существенно ограничить утечку рабочей среды из системы при разрушении её участка [25]».

Продолжение Приложения А

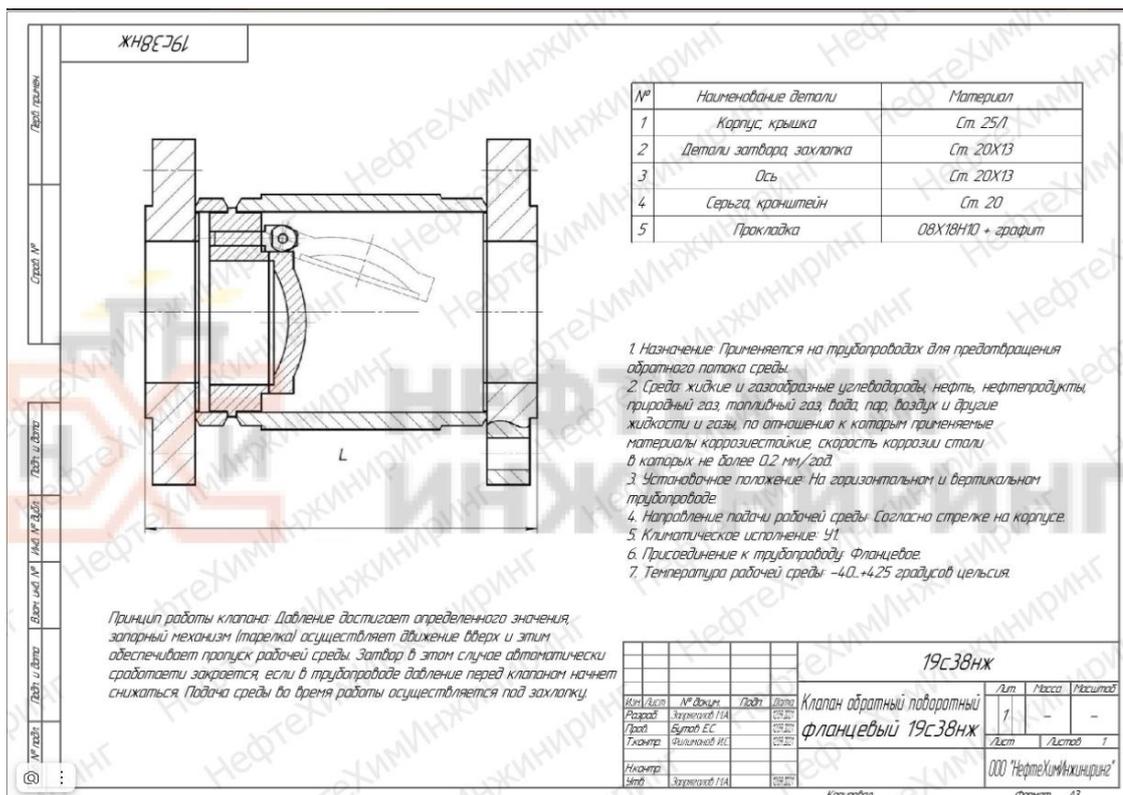


Рисунок А.6 – Общий вид обратного клапана.

Принимаем обратный клапан с следующими данными:

- Диаметр номинальный, DN = 500 мм;
- Давление номинальное, PN = 1,6/ (16) МПа(кгс/см²);
- Конструктивный тип – Подъемный;
- Рабочая среда – Жидкие и газообразные среды, в том числе хлорсодержащие с содержанием влаги в хлоре не более 0,04%, по отношению к которым применяемые материалы коррозионностойкие;

– Температура рабочей среды, T_{раб} = (-40°C) - (425°C);

– Температура окружающей среды, T_{окр} = (-40°C) - (45°C);

– Масса клапана, 302 кг;

Материалы основных деталей будут следующими:

– Материал корпуса – Углеродистая сталь (сталь 20);

– Приемка – ОТК;

– Срок службы – 30 лет

Продолжение Приложения А

Таблица А.1 – Характеристика основного и вспомогательного оборудования

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
143/2	Пусковой теплообменник	1	Горизонтальный аппарат кожухотрубчатого типа с неподвижной трубной решеткой. Д вн. - 400 мм Н вн. - 760 мм Трубки 20x2x3000 мм, п - 181 шт. Трубное пространство: Р раб. - 5 - 6 кгс/см ² (изб.) Т раб. - 20 - 80 °С Рабочая среда – обратная вода. Межтрубное пространство: Р раб. - 3 - 4 кгс/см ² (изб.) Т раб. - 300 - 330 °С Рабочая среда – природный газ
115	Котел – утилизатор после конвертора 1 ступени конверсии СО	1	Горизонтальный сварной аппарат, с естественной циркуляцией Д вн. - 1500 мм L общ. - 8068 мм F - 330 м ² Трубки - 25 x 5 мм, п - 1782 шт. Тепловая нагрузка - 13 x 10 ⁶ ккал/ч Трубное пространство: Р раб. - 29,5 кгс/см ² Т раб. вх. н/в 450 °С Т раб. вых. 330 - 340 °С Среда - конвертированный газ Межтрубное пространство:

Продолжение Приложения А

Продолжение таблицы А.1

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
			Р раб. - 102 - 109 кгс/см ² (изб.) Т раб. - н/б 317 оС. Среда – пароводяная эмульсия

Приложение Б
**Таблицы с коэффициентами местных сопротивлений участков
 трубопроводов и ручной арматуры**

Плавный отвод круглого сечения:

Таблица Б.1 – Зависимость коэффициента от угла

Угол φ , град.	20	30	45	60	90	110	130	150	180
А	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,2	1,28	1,4

Таблица Б.2 – Зависимость коэффициента от радиуса к внутреннему диаметру

R_0/d	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50
В	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03

Колено с углом в 90 градусов (угольник):

Таблица Б.3 – Зависимость диаметра от сопротивления в участке т/п.

d трубы, мм	12,5	25	37	50	>50
ξ	2,2	2	1,6	1,1	1,1

Вентиль нормальный, при полном открытии:

Таблица Б.4 – Зависимость сопротивления от диаметра

d трубы, мм	13	20	40	80	100	150	200	250	350	500
ξ	10,8	8	4,9	4	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5	5

Вентиль прямоочный, при полном открытии. При $Re > 3 \cdot 10^5$:

Продолжение Приложения Б

Таблица Б.5 – Зависимость сопротивления от диаметра

d трубы, мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250	500
ξ	1,04	0,85	0,79	0,65	0,6	0,5	0,42	0,36	0,3	3,5

Таблица Б.6 – Зависимость сопротивления от расширения

Re	ξ при F_1/F_2 , равном					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1
100	1,7	1,4	1,2	1,1	0,9	0,8
1000	2	1,6	1,3	1,05	0,9	0,6
3000	1	0,7	0,6	0,4	0,3	0,2
>3500	0,81	0,64	0,5	0,36	0,25	0,16

Таблица Б.7 – Зависимость сопротивления от сужения

Re	ξ при F_1/F_2 , равном					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
100	1,3	1,2	1,1	1,0	0,9	0,8
1000	0,64	0,5	0,44	0,35	0,3	0,24
10000	0,5	0,4	0,35	0,3	0,25	0,2
>10000	0,45	0,4	0,35	0,3	0,25	0,2

Таблица Б.8 – Зависимость сопротивления от расходов через тройник

ξ	$Q_{отв}/Q_M$					
	0,0	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0
Поток пара входит в магистраль						
ξ_M	- 1,2	-0,4	0,08	0,47	0,72	0,91
$\xi_{отв}$	0,04	0,17	0,3	0,4	0,51	0,6
Поток пара выходит с магистрали						
ξ_M	0,95	0,88	0,89	0,95	1,1	1,28
$\xi_{отв}$	0,04	-0,08	-0,05	0,07	0,21	0,35

Задвижка:

Таблица Б.9 – Зависимость сопротивления от диаметра

d трубы, мм	15-100	175-200	300 и выше
ξ	0,5	0,25	0,15