

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

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

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

(код и наименование направления подготовки)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: **Модернизация процесса получения аммиака с целью
снижения вредных выбросов на ОАО «КуйбышевАзот»**

Студент(ка)

Р.И. Поляков

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Е.П. Загорская

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

зав. кафедрой

«Рациональное

природопользование

и ресурсосбережение»

к.п.н., М.В.Кравцова

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

(личная подпись)

« _____ » _____ 20 _____ г.

Тольятти 2016

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования

«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

зав. кафедрой «РПиР»

М.В.Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

« » 20 г.

ЗАДАНИЕ

на бакалаврскую работу

Студент: Поляков Роман Игоревич

1. Тема: Модернизация процесса получения аммиака с целью снижения вредных выбросов на ОАО «КуйбышевАзот»
2. Срок сдачи студентом законченной выпускной квалификационной работы
04.06.2015
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе:
Технологический регламент цеха.
4. Содержание выпускной квалификационной работы:
 - анализ существующей схемы производства аммиака на предприятиях города Тольятти»
 - модернизация системы подготовки сырья для производства аммиака

Руководитель бакалаврской работы

Е.П. Загорская

(подпись)

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

Р.И. Поляков

(подпись)

(И.О. Фамилия)

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

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

зав. кафедрой «РПиР»

М.В.Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

« ____ » _____ 20__ г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы**

Студента: Поляков Роман Игоревич

по теме: Модернизация процесса получения аммиака с целью снижения
вредных выбросов на ОАО «КуйбышевАзот»

| Наименование раздела работы | Плановый срок выполнения раздела | Фактический срок выполнения раздела | Отметка о выполнении | Подпись руководителя |
|---|----------------------------------|-------------------------------------|----------------------|----------------------|
| Введение | 15.05.2016 | | | |
| Анализ существующей схемы производства аммиака на «Куйбышев-Азот» и «Тольятти-Азот» | 17.05.2016 | | | |
| Совершенствование схемы подготовки сырья для производства аммиака | 20.05.2016 | | | |
| Заключение | 02.06.2016 | | | |

Руководитель бакалаврской работы

Е.П. Загорская

(подпись)

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

Р.И. Поляков

(подпись)

(И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Поляков Р.И.

Тема работы: Модернизация процесса получения аммиака с целью снижения вредных выбросов на ОАО «КуйбышевАзот»

Научный руководитель: Е.П. Загорская

Цель бакалаврской работы - исследование и разработка способов увеличения производительности установки получения аммиака, а также снижение за счёт этого выбросов вредных веществ в атмосферу.

Краткие выводы по бакалаврской работе: в работе было проанализирован метод производства аммиака на существующих установках синтеза, разработано технологическое решение увеличению производительности за счёт более рационального использования тепла внутри цикла.

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

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи, объект и предмет исследования. В первой главе проанализирована синтез аммиака на крупнотоннажных производствах. Во второй главе представлена подробная схема производства аммиака на существующих предприятиях. В третьей главе разработано технологическое решение по совершенствованию система подготовки сырья для дальнейшего синтеза аммиака и произведены необходимые расчёты.

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, заключения, списка литературы из 50 источников. Общий объем работы, без приложений 78 страниц машинописного текста, в том числе таблиц 6. Графический материал выполнен на 5 листах.

СОДЕРЖАНИЕ

| | |
|---|----|
| ВВЕДЕНИЕ | 6 |
| ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩЕЙ СХЕМЫ ПРОИЗВОДСТВА АММИАКА НА ПРЕДПРИЯТИЯХ ГОРОДА ТОЛЬЯТТИ | 10 |
| 1.1 Характеристика производимой продукции | 11 |
| 1.2 Технологический процесс получения аммиака | 16 |
| 1.2.1 Сероочистка природного газа | 17 |
| 1.2.2 Паровая каталитическая конверсия метана в трубчатой печи | 19 |
| 1.2.3 Паровоздушная конверсия метана в шахтном конверторе метана | 22 |
| 1.2.4 Конверсия окиси углерода | 24 |
| 1.2.5 Очистка конвертированного газа от CO_2 активированным метилдиэтаноломином | 26 |
| 1.2.6 Метанирование | 30 |
| 1.2.7 Синтез аммиака | 33 |
| ГЛАВА 2. МОДЕРНИЗАЦИЯ СИСТЕМЫ ПОДГОТОВКИ СЫРЬЯ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА АММИАКА | |
| 2.1 Описание производственного участка и его изменения | 42 |
| 2.2 Расчет температуры дымовых газов перед змеевиком нагрева природного газа | 46 |
| 2.3 Тепловой расчет змеевика нагрева природного газа | 53 |
| 2.4 Гидравлический расчет змеевика нагрева природного газа | 58 |
| 2.5 Аэродинамический расчет | 58 |
| 2.6 Расчет температуры дымовых газов перед дымососами | 60 |
| 2.7 Оценка экологической эффективности | 67 |
| ЗАКЛЮЧЕНИЕ | 75 |
| СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ | 76 |

ВВЕДЕНИЕ

Аммиак как конечный товарный продукт и как сырье для получения прочих видов продукции (аммиачной селитры, жидкого комплексного удобрения КАС, карбамида, капролактама) является важнейшим компонентом обширной производственной номенклатуры ОАО «Куйбышев Азот», а его производство – это ключевое звено заводской технологической схемы. Неслучайно, что именно дата получения первой партии аммиака – 23 августа 1966 года – была официально принята за день рождения предприятия.

К началу 70-х годов прошлого столетия производство аммиака на «Куйбышевазот» достигло проектной мощности в 290 тыс. тонн продукта в год. Уже в это время встал вопрос о расширении производства аммиака, наращивании его мощностей, которого было проведено в несколько этапов.

К 1972 году годовая производительность производства аммиака составила 517 тыс. тонн.

Однако в 70-е годы непреложным фактом стало то, что будущее аммиачной промышленности – за крупнотоннажным производством, более экономичным и более рентабельным.

В 1972 году было принято правительственное решение о строительстве на Куйбышевском азототуковом заводе (так раньше назывался «Куйбышевазот») нового крупнотоннажного агрегата аммиака с исходной годовой производительностью 410 тыс. тонн и уже в декабре 1977 года был получен первый производственный аммиак.

В начале 90-х годов прошлого века, при переходе к рыночной экономике, стало очевидным: дальнейшая эксплуатация «старого аммиачного производства, в силу его очень высокой энерго- и материалоемкости не просто экономически не целесообразна, а по настоящему губительна для предприятия и не оставляет шансов на его выживание в изменившихся экономических условиях. В течение 1992-93гг.

старое аммиачное производство было выведено из эксплуатации и все усилия были направлены на стабилизацию и модернизацию крупнотоннажного агрегата аммиака.

К началу 90-х годов «Куйбышевазотовский» крупнотоннажник уверенно занял среди отечественных аналогов место лидера по всем технико-экономическим показателям – производительности, энерго- и ресурсопотреблению, по качеству получаемого продукта, по внедрению инновационных решений.

Исходная проектная мощность крупнотоннажного агрегата составляла 410 тыс. тонн аммиака в год.

Но по-настоящему полноценная реализация комплексной программы технического развития крупнотоннажного агрегата (как и всех остальных заводских подразделений) стала свершившимся фактом лишь десятилетие спустя, когда предприятие получило возможность самостоятельного выхода на мировой рынок высоких и современных технологий химического производства.

В 1995 году была произведена замена катализатора НТК на новый производства датской фирмы «Хальдор Топсе» с увеличенным сроком службы. В мае того же года началась поэтапная замена ЭВМ М-6000, работавшей в цехе со времен пуска и устаревшей морально и физически, на микропроцессорную технику.

В 1996 году по технологии и под техническим руководством итальянской компании «Ammonia Casale» проведена реконструкция колонны синтеза аммиака с заменой аксиальной насадки на радиальную [19, 28]. Достигнутый эффект мероприятия – повышение производительности агрегата почти на 20% с одновременным снижением энергозатрат. В 1997 году была реконструирована стадия высокотемпературной конверсии окиси углерода. В 1999 году заменена печь риформинга с катализатором и теплоиспользующей аппаратурой; реконструкция была проведена в рекордно короткие сроки. И результат не заставил себя ждать; в следующем году цех

выработал 530 тыс. тонн аммиака, вплотную подойдя к мировому уровню производства продукта на аналогичных агрегатах. Наконец 2000 год ознаменовался внедрением нового абсорбента на стадии очистки газа – замена моноэтаноламина на метилдиэтанолламин с большей поглотительной способностью, отсутствием смолообразования и коррозионной активности.

Эти и прочие многочисленные новации в совокупности обеспечили достижение главной цели – повышение выработки аммиака, с уменьшением энергетических и сырьевых затрат на единицу продукции. К настоящему времени суточная производительность агрегата без увеличения энергетических и сырьевых затрат на 1 тонну аммиака (что особенно важно) возросло с 1360 до более чем 1700 тонн. Реальная мощность цеха по производству аммиака определена в 580 тыс. тонн в год, причем 2004 год отмечен рекордной выработкой – 589,1 тыс. тонн продукта. По производительности и экономичности, по качеству и себестоимости выпускаемой продукции крупнотоннажный агрегат производства аммиака АО «КуйбышевАзот» не имеет сегодня равных себе в России и странах СНГ.

Масштабная реконструкция производства аммиака на предприятии продолжается. Стратегическая ее цель – выход на суточную выработку 1800 тонн аммиака, а также на режим двухлетней безостановочной работы цеха с повышением общей стабильности эксплуатации оборудования. Ключевыми задачами при этом являются оптимизация работы всего производства на всех стадиях [35].

Цель работы: снижение воздействия промышленности на окружающую природную среду путем модернизации работы установки синтеза аммиака на примере предприятий г. Тольятти.

Задачи работы:

1. Выполнить анализ существующих методов получения аммиака;
2. Провести модернизацию основной схемы синтеза аммиака с целью снижения воздействия установки на окружающую природную среду;
3. Выполнить технологические расчёты, подтверждающие эффект от внедрения;

Предмет исследования. Установки синтеза аммиака на предприятиях города Тольятти.

ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩЕЙ СХЕМЫ ПРОИЗВОДСТВА АММИАКА НА ПРЕДПРИЯТИЯХ ГОРОДА ТОЛЬЯТТИ

Наименование - крупнотоннажное производство аммиака -3^я очередь.

Год ввода в эксплуатацию: IV квартал 1977 года.

Проектная мощность: 410 000 тонн аммиака в год, или 1360 тонн аммиака в сутки. В 1978г. ГИАП (Государственный институт азотной промышленности) был выполнен проект по увеличению мощности до 450 000 тонн аммиака в год за счет увеличения межремонтного пробега, который был частично внедрен в 1986г [8].

В 1996г. по контракту с фирмой "Ammonia Casale" проведена реконструкция, существующей внутренней насадки колонны синтеза, предусматривающую замену 4-х слойной аксиальной насадки с 4-мя холодными байпасами на 3-х слойную аксиально-радиальную насадку с одним холодным байпасом между 1 и 2 слоями и одним промежуточным теплообменником между 2 и 3 слоями, и монтажом дополнительного теплообменника питательной воды, с заменой катализатора. В результате давление в блоке синтеза аммиака было снижено с 32 МПа до 28 МПа, а производительность возросла с 1360 т/сутки до 1450 т/сутки или 480 000 тонн в год.

В 1986 г. по проекту ГИАП были проведены работы по стабилизации работы агрегатов аммиака, в результате чего увеличен межремонтный пробег до 335 суток или 7937 часов.

Все оборудование для производства аммиака принято в одной технологической линии. Основное оборудование (реакторы, компрессоры) установлено без резерва и рассчитано на непрерывную работу в течение года.

Метод производства аммиака основан на получении технологического газа для синтеза аммиака путем паровой конверсии природного газа в трубчатой печи с последующей паро-воздушной конверсией остаточного метана в шахтном конверторе, конверсией окиси углерода, очисткой

конвертированного газа от двуокиси углерода раствором активированного метилдиэтанолamina (МДЭА), гидрированием (метанированием) остаточного содержания окиси и двуокиси углерода, компремированием синтез газа [19, 22, 37]. Синтез аммиака протекает на промотированном железном катализаторе при среднем давлении 18,0 – 22,0 МПа.

Исходным сырьем для производства аммиака является природный газ, атмосферный воздух и вода.

Основными стадиями производства являются:

- 1) сжатие природного газа
- 2) очистка природного газа от сернистых соединений
- 3) паровая каталитическая конверсия метана в трубчатой печи
- 4) паровоздушная конверсия остаточного метана в шахтном конверторе
- 5) двухступенчатая конверсия окиси углерода на среднетемпературном и низкотемпературном катализаторах
- 6) двухпоточная очистка газа от углекислоты раствором активированного метилдиэтанолamina (МДЭА)
- 7) тонкая очистка азотоводородной смеси от окиси и двуокиси углерода путем их гидрирования
- 8) сжатие очищенной азотоводородной смеси и синтез аммиака

Для обеспечения дополнительным холодом отдельных стадий производства предусмотрены абсорбционно-холодильные установки на температуру испарения -10 и $+1^{\circ}\text{C}$ и аммиачно-холодильная станция с двумя турбокомпрессорами на три изотермы -33 , -12 и $+1^{\circ}\text{C}$.

Для питания котлов водой предусмотрена специальная установка приготовления глубоко обессоленной питательной воды.

Потребность в паре в пусковой период обеспечивается от пусковой котельной. При нормальной работе агрегата пар из цехового коллектора пара выдается в заводской коллектор пара.

Для сжигания токсичных и взрывоопасных газов, выбрасываемых из агрегатов в пусковой период, при подготовках к ремонту и нарушениях технологического режима, предусмотрена факельная установка.

Для охлаждения технологических потоков и конденсации пара из турбин компрессоров, применено воздушное и водяное охлаждение.

Для обеспечения производства охлаждающей водой предусмотрено два водооборотных цикла: водооборотный цикл №9 и водооборотный цикл №10.

Управление агрегатом сосредоточено в одном центральном пункте управления с применением ЭВМ.

Компоновка оборудования выполнена с максимальным выносом аппаратов вне зданий. В зданиях располагается только насосно-компрессорное оборудование.

1.1 Характеристика производимой продукции

Готовым продуктом производства является технический жидкий аммиак. Химическая формула -NH₃

Жидкий аммиак - бесцветная прозрачная жидкость.

Газообразный аммиак - бесцветный горючий газ, с резким характерным запахом. Физико-химические свойства аммиака представлены в табл 1. [1,22]

Таблица 1 - Основные физико-химические свойства и константы аммиака

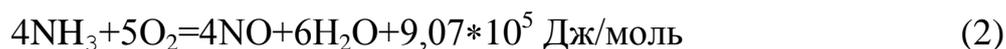
| | |
|--|--|
| Относительная молекулярная масса | 17,0304 |
| Мольный объем при температуре 273,15°K (0°С) и давлении 0,101325 МПа (760мм.рт.ст) | 22080 см ³ |
| Плотность жидкого аммиака при температуре кипения и давлении 0,101325 МПа (760мм.рт.ст) | 681,4 кг/м ³ |
| Плотность газообразного аммиака при 273,15°K (0°С) и давлении 0,101325 МПа (760мм.рт.ст) | 0,771 кг/м ³ |
| Температура кипения при давлении 0,101325 МПа (760 мм.рт.ст.) | 239,81 °K (-33,34°С) |
| Температура плавления при давлении 0,101325 МПа (760 мм.рт.ст.) | 195,42 °K (-77,73°С) |
| Критическая температура | 405,55 °K (132,4°С) |
| Критическое давление | 11,32 МПа (115,4кгс/см ²) |
| Температура самовоспламенения | 923,15 °K (650°С) [3] |

Из таблицы видно, что аммиак относится к взрывопожарным веществам, что учитывается в технологическом процессе.

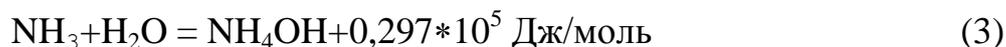
При нормальных условиях аммиак устойчив к действию окислителей. В воздухе горит плохо (только при наличии источника зажигания). В присутствии кислорода горение происходит по реакции:



При окислении в присутствии катализатора образуются окислы азота и вода по реакции:



Аммиак хорошо растворяется в воде, образуя гидрат окиси аммония:



Плотность по воздуху - 0,597.

Вязкость газообразного аммиака 100 мкПа при 20°C, коэффициент диффузии в воздухе 0,198 см²/сек.

Теплота сгорания 18,631*10⁶Дж/кг, минимальная энергия зажигания 680 мДж, максимальное давление взрыва 6 кгс/см².

При температуре 20°C и 760 мм.рт.ст. в 1 объеме воды растворяется 760 объемов аммиака.

Жидкий аммиак является хорошим растворителем для многих органических и неорганических веществ. В жидком аммиаке при повышенном давлении растворяются водород, азот, метан и аргон.

Технический аммиак является сырьем для получения азотной кислоты. Процесс разделяется на две стадии: окисление аммиака в окись азота



и окисление NO в высшие окислы с поглощением их водой



При взаимодействии аммиака с углекислотой под давлением получается высококонцентрированное удобрение – синтетический карбамид:



С азотной кислотой аммиак образует очень ценное удобрение – аммиачную селитру:



Аммиак применяется в медицине, холодильной технике, для производства сложных удобрений и в качестве удобрений.

Товарный аммиак должен соответствовать продукту, основные технические показатели которого представлены в табл. 2 [13]:

Таблица 2 - Технические показатели товарного аммиака различных марок

| Наименование показателей | Норма для марок | | |
|---|-----------------|---------|---------|
| | А | Ак | Б |
| Массовая доля аммиака, %, не менее | 99,9 | 99,6 | 99,6 |
| Массовая доля азота, %, не менее | - | 82,0 | 82,0 |
| Массовая доля воды (остаток) после испарения, % | - | 0,2-0,4 | 0,2-0,4 |
| Массовая доля воды (метод Фишера), %, не более | 0,1 | - | - |
| Массовая концентрация масла, мг/дм ³ , не более | 2 | 2 | 8 |
| Массовая концентрация железа, мг/дм ³ , не более | 1 | 1 | 2 |
| Массовая концентрация общего хлора, мг/кг, не более | - | 0,5 | - |
| Массовая концентрация оксида углерода, мг/кг, не более | - | 20-40 | - |

1.2 Технологический процесс получения аммиака

Исходным сырьем для производства аммиака является природный газ.

Природный газ из отделения сероочистки на агрегат аммиака поступает по двум коллекторам: по одному трубопроводу поступает газ, очищенный от серо-органических соединений и механических примесей, и используется на технологические нужды, по другому трубопроводу поступает неочищенный от серо-органических соединений газ, который используется на сжигание в пусковой котельной, в подогревателе поз.103, в печи риформинга поз.107, во вспомогательном котле поз.108, в огневом подогревателе поз.607, факельных установках корпусов 013,021.

Очищенный природный газ, используемый для технологических целей, через сепаратор поз.408 поступает на всас нагнетателя природного газа поз.403. В сепараторе поз.408 за счет изменения скорости потока из природного газа отделяется газовый конденсат, содержащий жидкие углеводороды. При нормальной работе агрегата предусмотрен сброс продувочных газов с ловушек корпусов низкого и среднего давления турбокомпрессора поз.401 в сепаратор поз.408. После сепаратора природный газ через механический фильтр направляется на всас I ступени центробежного, двухкорпусного нагнетателя поз.403 с приводом от паровой конденсационной турбины. После II ступени компрессора природный газ без охлаждения с давлением не более 4,42 МПа (45 кгс/см^2) и температурой не более 200°C направляется в подогреватель природного газа поз.103. Давление в нагнетании компрессора поддерживается автоматически регулятором, перепуском природного газа с нагнетания, через промежуточный воздушный холодильник поз.427, на всас т/к 403.

1.2.1 Сероочистка природного газа

Очистка природного газа от сернистых соединений принята в две ступени:

I ступень - гидрирование органических соединений в сероводород

II ступень - поглощение сероводорода.

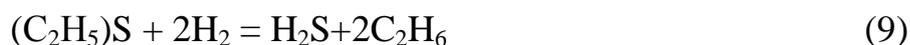
Для гидрирования органических соединений в природный газ после нагнетателя дозируется азотоводородная смесь, отбираемая с нагнетания 1^{ой} ступени компрессора синтез газа 401, до содержания водорода в смеси 4-10% (об.). Предусмотрено автоматическое регулирование соотношения расходов азотоводородной смеси и природного газа.

Газовая смесь после компрессора поз.403 направляется в змеевики огневого подогревателя природного газа поз.103, где нагревается до температуры 370-400°C дымовыми газами, образующимися при сжигании топливного газа. Температура газовой смеси после подогревателя поз.103 автоматически регулируется количеством сжигаемого топливного газа с помощью регулятора. Схемой предусмотрено сжигание в огневом подогревателе поз.103 отпарного газа, который поступает из сепаратора поз.151. О повышении температуры газовой смеси после подогревателя поз.103 прибор сигнализирует в ЦПУ. В случае повышения температуры смеси до 418°C срабатывает блокировка на линии топливного газа к горелкам подогревателя, на линии отпарного газа. Кроме того, прибор сигнализирует в ЦПУ о нагреве стенок змеевиков подогревателя поз.103 более 600°C.

Природный газ для сжигания, пройдя фильтр очистки от механических примесей, поступает в дегазатор поз.102, где из него выделяется газовый конденсат. После дегазатора природный газ поступает в коллектор топливного газа. Давление топливного газа поддерживается не менее 6,8 кПа (7 кгс/см²) автоматически с помощью регулятора. Из коллектора необходимое количество топливного газа поступает на сжигание в 4 горелки

подогревателя природного газа поз.103. Расход природного газа к горелкам контролируется расходомером.

Подогретая до температуры 370-400°C газовая смесь поступает в сероочистной аппарат для гидрирования поз.105 полочного типа. Гидрирование органических соединений в сероводород осуществляется на алюмокобальтмолибденовом катализаторе при температуре 370-400°C по реакциям:



Для поглощения сероводорода после гидрирования газовая смесь проходит последовательно два аппарата полочного типа поз.104а и 104б. Поглощение сероводорода осуществляется на поглотителе из окиси цинка при температуре 340-400°C по реакции:



Реакция поглощения сероводорода окисью цинка необратима, поэтому при насыщении поглотителя серой до 14-18% от его общего веса, последний заменяется свежим. Схемой предусмотрена возможность замены отработанного поглотителя в одном аппарате без остановки агрегата. Аппарат со свежим катализатором включается в работу вторым по ходу газа. После сероочистки газ с содержанием серы не более 0,5 мг/нм³ направляется на конверсию метана.

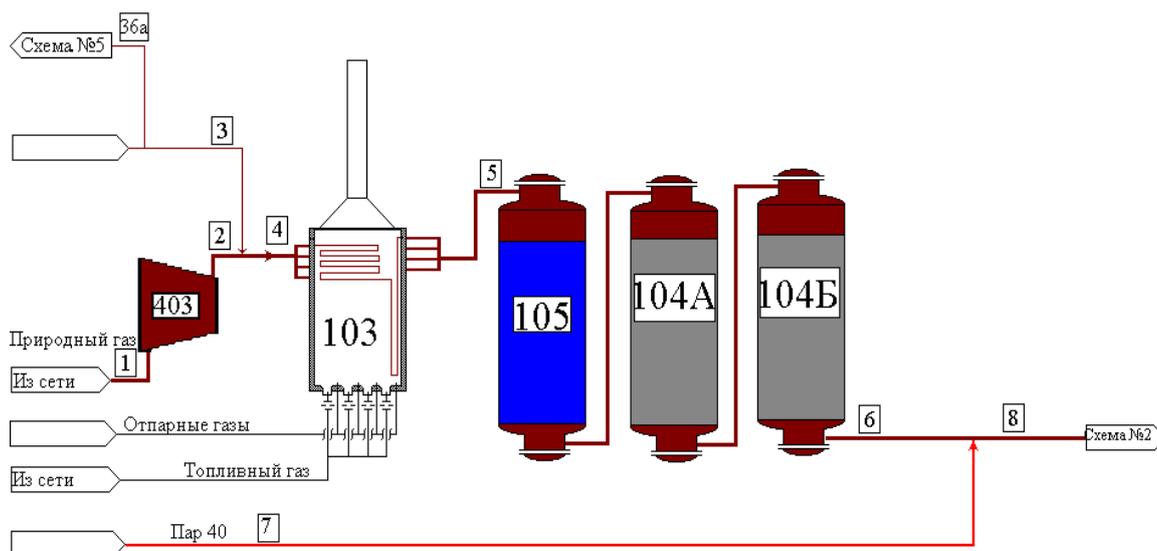


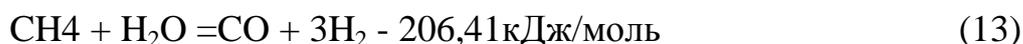
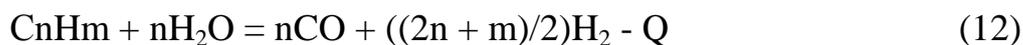
Рисунок 1. Компримирование. Сероочистка

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

Очищенная от серы газовая смесь (рисунок 2) с температурой 340-390°С и давлением не более 3,92МПа смешивается с перегретым до 360-380°С паром давлением 3,53-3,97МПа в соотношении пар: газ равным (3,2÷4):1(без учета дозировки АВС) и направляется в подогреватель, расположенный в конвекционной зоне трубчатой печи (БТА), где нагревается за счет тепла дымовых газов до температуры не более 520°С.

Расходы газовой смеси и пара, поступающих в подогреватель трубчатой печи, поддерживаются с помощью автоматических регуляторов. При уменьшении расхода пара до 80 т/ч или снижении расхода природного газа до 25000м³/ч срабатывают, соответственно, блокировки. Приборы предварительно сигнализируют в ЦПУ о низких расходах природного газа, пара, снижении объемного соотношения пар: газ. Подогретая парогазовая смесь направляется в радиантную зону трубчатой печи поз.107, в которой распределяется равномерно по вертикальным реакционным трубам, расположенным в радиантной камере трубчатой печи. В реакционных трубах

на никелевом катализаторе при температуре 760-800° осуществляется процесс конверсии природного газа с паром по реакциям:



Недопустимо снижение соотношения пар : газ менее 2,5:1 из-за возможного выделения углерода, который отлагается на поверхности и в порах катализатора, снижая активность последнего:



Не исключено при этом и механическое разрушение катализатора, в результате чего растет сопротивление печи первичного риформинга. Остаточное содержание метана в газовой смеси на выходе из печи поз.107 измеряется автоматически газоанализаторами и составляет 9-12% объемных (без дозировки кислорода в технологический воздух) или 11-14% объемных (с дозировкой кислорода в технологический воздух). Состав конвертированного газа после первичного риформинга (Q-1053) в % объемных (в пересчете на сухой газ):

N_2 - 1,5 - 3,0

CO_2 - 8,0 - 10,0

CO - 5,0 - 10,0

H_2 - 40,0 - 70,0

CH_4 - 9,0 - 14,0

В радиантной камере печи 107 расположены вертикально 504 реакционные трубы (12 рядов по 42 трубы в каждом ряду). Тепло, необходимое для процесса конверсии, получается за счет сжигания топливного газа в потолочных горелках печи, расположенных между рядами

реакционных труб. В нижней части радиантной камеры печи 107 реакционные трубы каждого ряда объединяются в сборный коллектор, из которого конвертированный газ поступает по подъемной трубе в общий футерованный передаточный коллектор, расположенный над сводом печи и далее в шахтный конвертор метана поз.110. Верхняя часть подъемных труб и передаточный коллектор снабжены рубашкой водяного охлаждения, в которую подается паровой конденсат после турбин компрессоров и сборника парового конденсата поз.704. Контроль температуры конвертированного газа на выходе из каждого ряда осуществляется многоточечными приборами. Кроме радиантной камеры, трубчатая печь оснащена конвекционной камерой с блоками теплоиспользующей аппаратуры (БТА). С конвекционной камерой конструктивно соединена конвекционная камера вспомогательной печи поз.108 системы парообразования, в которой за счет сжигания топливного газа получается дополнительное количество пара давлением 10,01-10,7 МПа, необходимое для поддержания парового баланса на производстве. БТА представляет собой расположенные в конвекционной камере печи поз.107 змеевики, в которых за счет тепла дымовых газов, выходящих из радиационной камеры печи, топки вспомогательного котла поз.108 и сжигания топливного газа в горелках пароперегревателя нагреваются следующие технологические потоки:

- парогазовая смесь, поступающая в реакционные трубы печи поз.107 до температуры не более 520°C;
- паро-воздушная смесь, поступающая в шахтный конвертор метана поз.110, до температуры 445-500°C;
- пар, давлением 10,01-10,7МПа(102-109кгс/см²), поступающий из паросборника поз.109 на турбину компрессора поз.401, до температуры 480-490°C;
- питательная вода, поступающая в паросборник поз.109, до температуры не более 300°C;

- топливный газ, поступающий на горелки печи первичного риформинга поз.107, до температуры не более 125°C.

Превышение температуры потоков вышеуказанных змеевиков сигнализируется в ЦПУ.

1.2.3 Паровоздушная конверсия метана в шахтном конверторе метана (вторичный риформинг)

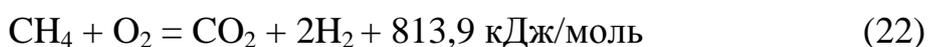
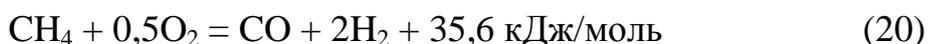
Конверсия остаточного метана кислородом воздуха и паром (рисунок.2) проводится в шахтном конверторе поз.110 с одновременным обеспечением необходимого объемного соотношения водорода к азоту в синтез газе.

Конверсия метана осуществляется на никелевом катализаторе при температуре на выходе не более 1010°C, давлении на входе не более 3,43 МПа (из конвертора 110). Воздух после компрессора поз.402 с давлением не более 3,43 МПа подается в конвертор метана II-й ступени через змеевики подогревателя воздуха, расположенного в конвекционной камере печи риформинга. В случае подачи в шахтный конвертор метана поз.110 паровоздушной смеси, обогащенной кислородом до 22,9%, для поддержания концентрации остаточного метана после вторичного риформинга 0,2-0,5%, необходимо увеличить концентрацию метана после первичного риформинга не менее чем до 12%. Повышение концентрации метана в газовой смеси после поз.107 производится за счет снижения температуры на выходе из реакционных труб (понижением расхода топливного газа на потолочные горелки).

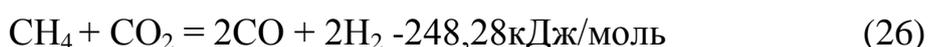
Количество воздуха для процесса подбирается таким образом, чтобы обеспечить перед отделением синтеза аммиака соотношение $H_2:N_2 = 2,9 : 1$

Перед подогревателем паро-воздушной смеси в линию воздуха постоянно дозируется пар 40 через клапан дистанционного управления в количестве 6-10 тонн. Расход пара контролируется расходомером. Непрерывная подача пара в трубопровод воздуха предусмотрена для

защиты подогревателя паровоздушной смеси от перегрева и предотвращения обратного хода горячего газа при остановке компрессора воздуха поз.402. Кроме того, в период пуска и остановки агрегата подаваемый пар сохраняет требуемое строение пламени во избежание превышения температуры поверхности наконечника смесителя. После смешения в трубопроводе паровоздушная смесь с температурой около 280°С поступает в подогреватель. Из подогревателя, нагретая дымовыми газами до температуры 450-500°С, паровоздушная смесь направляется через центральную трубу в смеситель конвертора метана для смешения с парогазовой смесью направляющейся после печи первичного риформинга. После смесителя парогазовая смесь, с соотношением пар : газ не менее 0,7 : 1 проходит последовательно через шестигранные огнеупорные плитки, служащие для равномерного распределения газового потока, потом слой термостойкого алюмохромового катализатора, а затем направляется в зону никелевого катализатора. Тонкий слой алюмохромового катализатора обеспечивает защиту никелевого катализатора от высоких температур, создаваемых в результате горения газа в свободном объеме. Максимально допустимая температура в зоне горения 1245°С. Горение (окисление) остаточного метана, водорода и окиси углерода кислородом воздуха в свободном объеме над катализатором протекает по следующим реакциям:



Конверсия остаточного метана осуществляется на никелевом катализаторе при температуре 990-1002°С, давлении не более 3,43 МПа по реакциям:



Количество CH_4 , H_2 , CO , CO_2 в конвертированном газе контролируется на щите в ЦПУ с помощью записывающего автоматического газоанализатора.

Состав газа после вторичного риформинга (в пересчете на сухой газ), %

CO_2 – 7-8,5

CO – 12-13

H_2 – 56-60

CH_4 – 0,20-0,50

N_2 – 21-23

Конвертированный газ после конвертора метана поз.110 с температурой не более 1010°C охлаждается в двух параллельно работающих котлах-утилизаторах I ступени поз.111/А, Б до температуры не более 482°C , а затем в котле-утилизаторе II ступени поз.112 до температуры $330-380^\circ\text{C}$ и направляется на конверсию окиси углерода. В котлах-утилизаторах I и II ступени за счет утилизации тепла конвертированного газа вырабатывается пар с давлением 10,01-10,7 МПа. Температура газа после котла-утилизатора II ступени поз.112 поддерживается автоматически путем перепуска газа по байпасу мимо котла-утилизатора поз.112 с помощью регулятора. Прибор также сигнализирует в ЦПУ о минимальной и максимальной температуре конвертированного газа после котла-утилизатора поз.112.

Для защиты металла от высоких температур передаточный коллектор, конвертор метана 110 и котлы-утилизаторы I ступени поз. 111/А, Б - футерованы огнеупорным бетоном и оборудованы водяными рубашками.

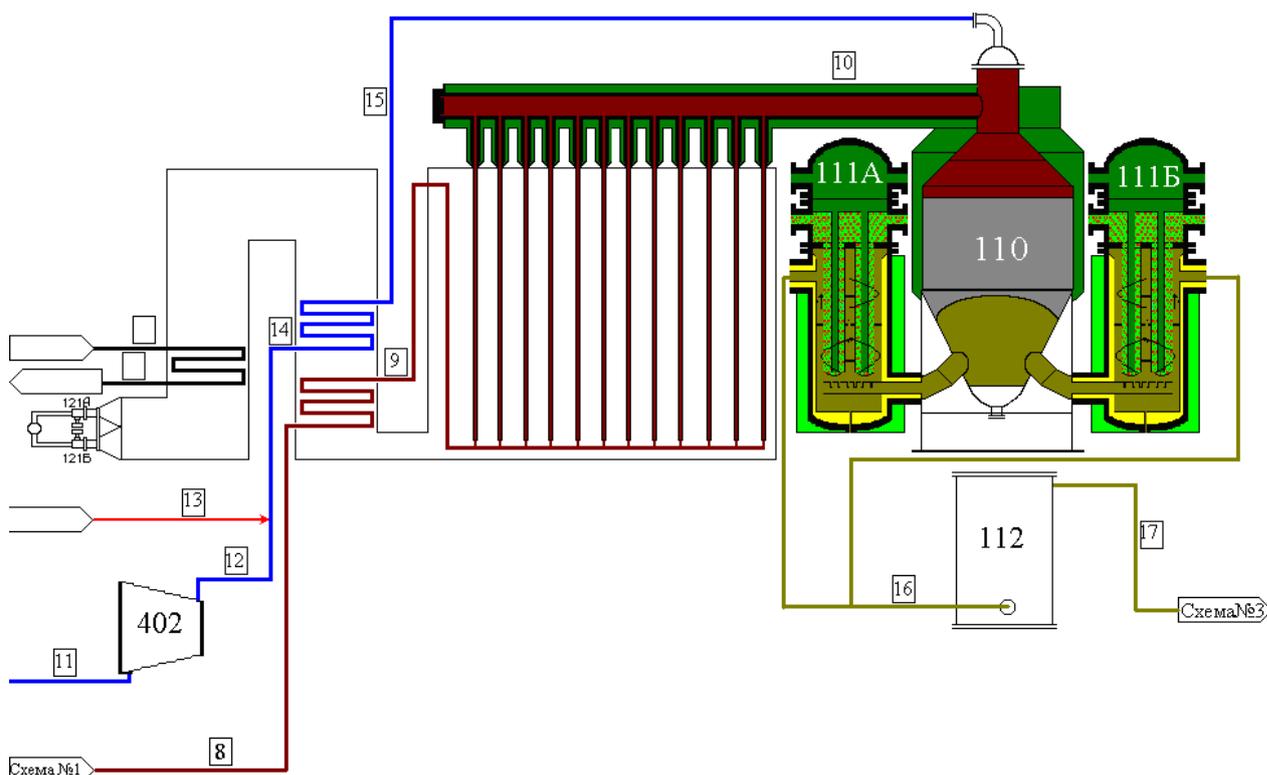


Рисунок 2. Конверсия метана

1.2.4 Конверсия окиси углерода

Предварительная паровая каталитическая конверсия окиси углерода (рисунок 3) осуществляется в среднетемпературном конверторе окиси углерода радиального типа поз.114. В конверторе поз.114 на железохромовом катализаторе при температуре на выходе не более 450°С, и объемном соотношении пар : газ - 0,570 : 1 происходит процесс паровой конверсии окиси углерода по реакции:



В результате конверсии остаточное содержание окиси углерода составляет не более 4,0% об. (в пересчете на сухой газ). Содержание окиси углерода в конвертированном газе контролируется на щите ЦПУ с помощью записывающего автоматического газоанализатора. После среднетемпературного конвертора окиси углерода тепло конвертированного газа используется для получения насыщенного пара с давлением 10,01-10,7 МПа в котле утилизаторе поз.115. Затем парогазовая смесь охлаждается до

температуры 190-240°C в подогревателе поз.116, нагревая при этом очищенный от двуокиси углерода конвертированный газ перед метанированием от 40–97°C до 280-320°C и подается в низкотемпературный конвертор окиси углерода полочного типа поз.117, который состоит из двух параллельно работающих аппаратов. Температура парогазовой смеси перед конвертором СО II-й ступени поддерживается постоянно с помощью автоматического регулятора перепуском конвертированного газа по байпасу мимо котла-утилизатора поз.115 и изменением температуры очищенного от СО₂ конвертированного газа на входе в подогреватель поз.116, перепуском газа через подогреватель поз.119. Допустимое содержание сернистых соединений в конвертированном газе перед низкотемпературным конвертором окиси углерода не более 0,2мг/м³. В конверторе СО II-й ступени на цинк медном катализаторе происходит конверсия окиси углерода с водяным паром до содержания СО в конвертированном газе не более 0,65% объемных (на сухой газ). В низкотемпературном конверторе окиси углерода возможно также образование в незначительном количестве метанола, формальдегида и муравьиной кислоты. Содержание окиси углерода в газе после низкотемпературного конвертора 117 контролируется на щите ЦПУ с помощью записывающего автоматического газоанализатора. После низкотемпературного конвертора газ с температурой не более 260°C и объемным соотношением пар: газ(0,41:1) направляется в кипятильники аМДЭА раствора поз.304. Состав неочищенного конвертированного газа после НТК (в пересчете на сухой), в % объемных:

СО₂ – не более 18

СО – не более 0,65

Н₂ – не менее 60

СН₄ – 0,3-0,5

Н₂ – не более 20,6

Ar – 0,2-0,3

Конвертор окиси углерода I ступени поз.114 радиального типа, конвертор окиси углерода II ступени поз.117 полочный и состоит из двух параллельно работающих аппаратов.

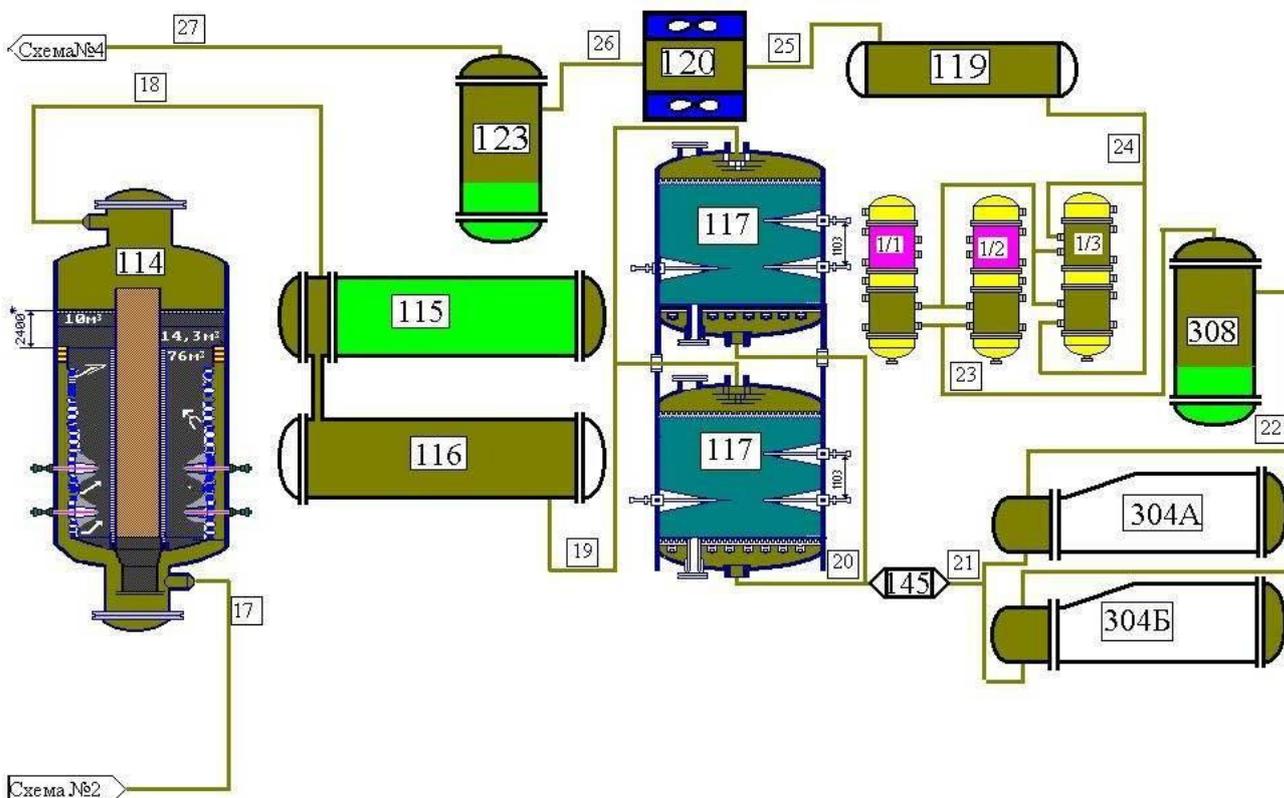


Рисунок 3. Конверсия CO.

1.2.5 Очистка конвертированного газа от CO₂ активированным метилдиэтаноломином

Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода (рисунок 3,4) производится путем абсорбции CO₂ 37-45% раствором мДЭА. Процесс абсорбции происходит при температуре 45-60°C. При повышении температуры насыщенного раствора и снижении давления происходит выделение двуокиси углерода из раствора, на чем основан процесс регенерации раствора мДЭА. Очистка конвертированного газа от CO₂ осуществляется по схеме с отдельными потоками (двух поточная) по раствору.

После конвертора СО II ступени поз.117 конвертированный газ с температурой не более 260°C поступает в охладитель поз.145, где охлаждается до температуры не более 180°C впрыском газового конденсата через форсунки. Подача газового конденсата осуществляется насосами поз.127 из сепаратора поз.308. После охладителя поз.145 конвертированный газ поступает в кипятильники аМДЭА раствора поз.304А, Б, где отдает свое тепло на регенерацию раствора аМДЭА, охлаждаясь при этом до 125-140°C, а затем, пройдя сепаратор поз.308, в котором отделяется газовый конденсат, поступает на абсорбционно-холодильную установку. В случае невозможности подачи газового конденсата насосами поз.127, на ОУ-145 предусмотрена подача питательной воды от промежуточного отбора насосов поз.128.

Часть газового конденсата из сепаратора поз.308 через фильтры поз.131 поступает на всас насосов поз.127. Уровень конденсата в сепараторе поз.308 поддерживается регулятором с выдачей остального конденсата в отпорную колонну поз.150.

Конвертированный газ, охладившись в абсорбционно-холодильной установке от 125-140°C до 105-115°C поступает в подогреватель поз.119, где охлаждается до температуры не более 90°C, отдавая тепло очищенному от СО₂ конвертированному газу. При этом очищенный от СО₂ газ нагревается от 70°C до 90-100°C в подогревателе поз.119 и от 100°C до 275-320°C в подогревателе поз.116, после чего направляется на метанирование.

Окончательное охлаждение конвертированного газа от температуры 90°C до не более 60°C происходит в аппарате воздушного охлаждения поз.120. Поддержание необходимой температуры газа после воздушного холодильника поз.120 осуществляется:

- в летнее время - увлажнением воздуха за счет впрыска газового конденсата
- в зимнее время - повышением температуры газа на входе в аппарат

После аппаратов воздушного охлаждения поз.120 конвертированный газ проходит сепаратор-влагоотделитель поз.123, уровень в котором поддерживается регулятором и под давлением не более 28 кгс/см^2 с температурой $35-60^\circ\text{C}$ подается в абсорбер, орошаемый 37-45% раствором аМДЭА с температурой $45-60^\circ\text{C}$.

Абсорбция CO_2 происходит в вертикальном цилиндрическом аппарате на насадке из ситчатых тарелок с высокими барботажными слоями жидкости. В соответствии с принятой двух поточной схемой абсорбер разделен на 2 секции: нижнюю и верхнюю. Конвертированный газ, содержащий около 18% CO_2 , проходит вначале нижнюю секцию абсорбера, а затем верхнюю и очищается до остаточного содержания не более 0,03% CO_2 . В верхней части абсорбера очищенный от CO_2 конвертированный газ проходит колпачковые тарелки, орошаемые флегмой, сепарирующее устройство и брызгоотделитель поз.355 для уменьшения уноса раствора аМДЭА с газом. Очищенный от CO_2 конвертированный газ направляется на метанирование.

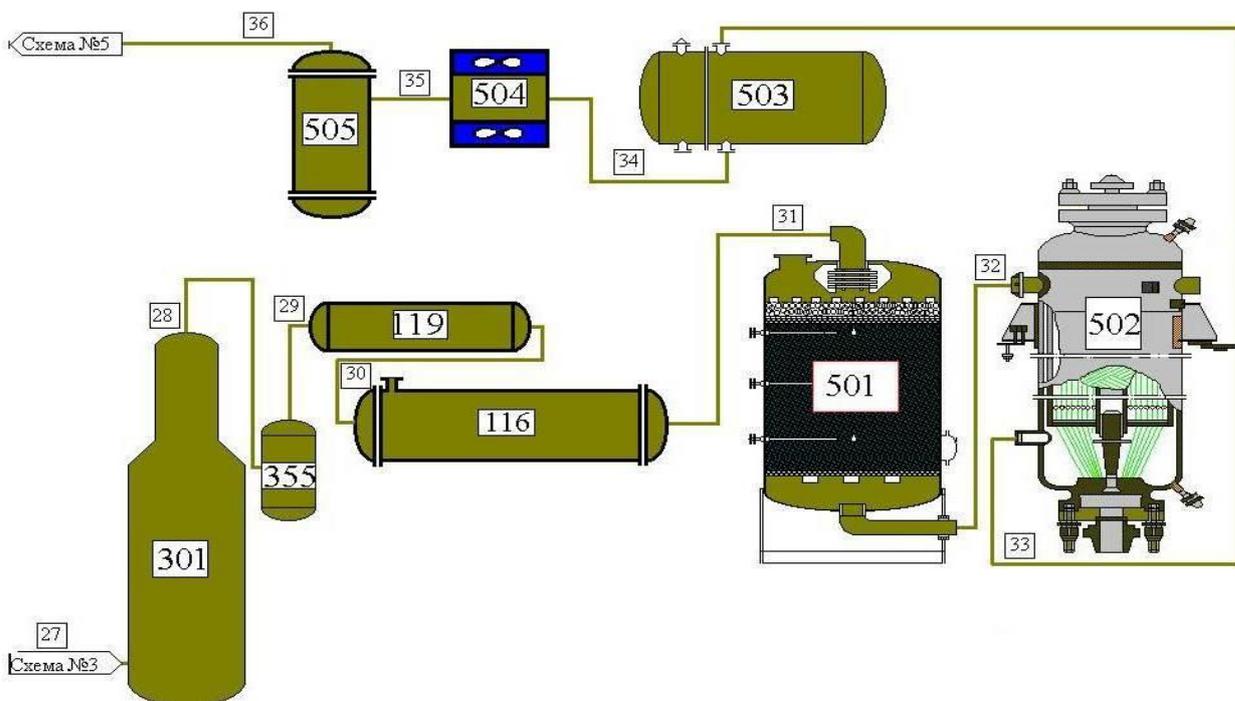


Рисунок 4. Очистка газа от CO

1.2.6 Метанирование

После аМДЭА (рисунок 4,5) очистки конвертированный газ содержит до 0,65% объемных окиси углерода и до 0,03% двуокиси углерода, являющихся ядами для катализатора синтеза аммиака.

Очистка газа от окиси и двуокиси углерода производится путем каталитического гидрирования их до метана на никель – алюминиевом катализаторе. В результате происходит тонкая очистка газа по реакциям:



Остаточное содержание примесей в газе после метанирования:

CO не более $10 \text{ см}^3/\text{м}^3$

CO₂ не более $5 \text{ см}^3/\text{м}^3$

Реакции протекают с большим выделением тепла и осуществляются в метанаторе поз.501. Для начала реакции требуется подогрев газа до температуры 280-310°C, поэтому перед входом в метанатор очищенный от CO₂ на стадии аМДЭА очистки конвертированный газ проходит последовательно два теплообменника, где нагревается до температуры начала реакции метанирования.

В первом теплообменнике поз.119, расположенном на стадии конверсии CO, конвертированный газ нагревается от 60 до 100°C теплом парогазовой смеси, идущей из абсорбционно-холодильной установки. Во втором теплообменнике поз.116, расположенном на установке конверсии CO, газ подогревается до температуры 280-320°C парогазовой смесью, идущей после котла-утилизатора поз.115, и поступает в метанатор поз.501. Температура газа перед метанатором поддерживается автоматически регулятором.

Реакции метанирования являются высоко экзотермическими, при повышении содержания CO и CO₂ в конвертированном газе на 1% (об.), температура в зоне реакции повышается примерно на 73°C. Замеры температуры в метанаторе по прибору производятся в верхнем, среднем и

нижнем слое катализатора с выносом показаний в ЦПУ на регистрирующий прибор с сигнализацией температуры при достижении 380°C.

Учитывая высоко экзотермический характер реакции метанирования, предусмотрена защита метанатора от повышения температуры сверхдопустимой посредством блокировки, срабатывающей при достижении температуры 420°C на автоматическое закрытие заслонки и задвижки с электроприводом на линии подачи газа в метанатор [5].

Очищенная азотоводородная смесь из метанатора с температурой не более 380°C поступает в межтрубное пространство подогревателя деаэрированной питательной воды высокого давления поз.502, где охлаждается до температуры 115-130°C. Затем проходит межтрубное пространство подогревателя недеаэрированной питательной воды низкого давления поз.503, охлаждаясь до температуры 57-65°C. Тепло реакции метанирования используется, в подогревателе воды поз.502 для подогрева деаэрированной питательной воды от температуры 102-104°C до 280-300°C, максимальная температура воды 300°C сигнализируется на ЦПУ. Питательная вода подается в трубное пространство подогревателя поз.502 из термического деаэрата насосами поз.128 под давлением не более 13,734 МПа и после подогрева направляется в паросборник поз.109 для получения пара давлением 10,01-10,7 МПа. Количество питательной воды, подаваемой в подогреватель поз.502, регулируется дистанционно из ЦПУ клапаном. Недеаэрированная питательная вода за счет теплообмена с газом в подогревателе поз.503 подогревается до температуры не менее 80°C и направляется в термический деаэратор.

Окончательное охлаждение азотоводородной смеси до температуры 41-50°C и конденсация водяных паров, образовавшихся в результате реакции метанирования, происходит в аппарате воздушного охлаждения поз.504. Для снижения температуры охлаждающего воздуха в летнее время на аппараты воздушного охлаждения предусмотрен впрыск газового конденсата.

После отделения газового конденсата во влагоотделителе поз.505 газ направляется на всас I-й ступени центробежного компрессора азотоводородной смеси поз.401. Очищенный на стадии метанирования газ анализируется газоанализатором с сигнализацией в ЦПУ при достижении значения CO и CO₂, превышающего норму.

Газовый конденсат из влагоотделителя поз.505 через автоматический регулятор уровня подается на установку разгонки газового конденсата. Максимальный и минимальный уровень во влагоотделителе сигнализируется в ЦПУ.

В пусковой период для поддержания необходимого количества водорода в природном газе в пределах 4,0-10,0% об., поступающим на сероочистку, предусмотрен отбор азотоводородной смеси из линии ABC после метанатора на всас компрессора природного газа поз.403 через клапан. Азотоводородная смесь поступает на всас компрессора природного газа поз.403 перед сепаратором поз.408.

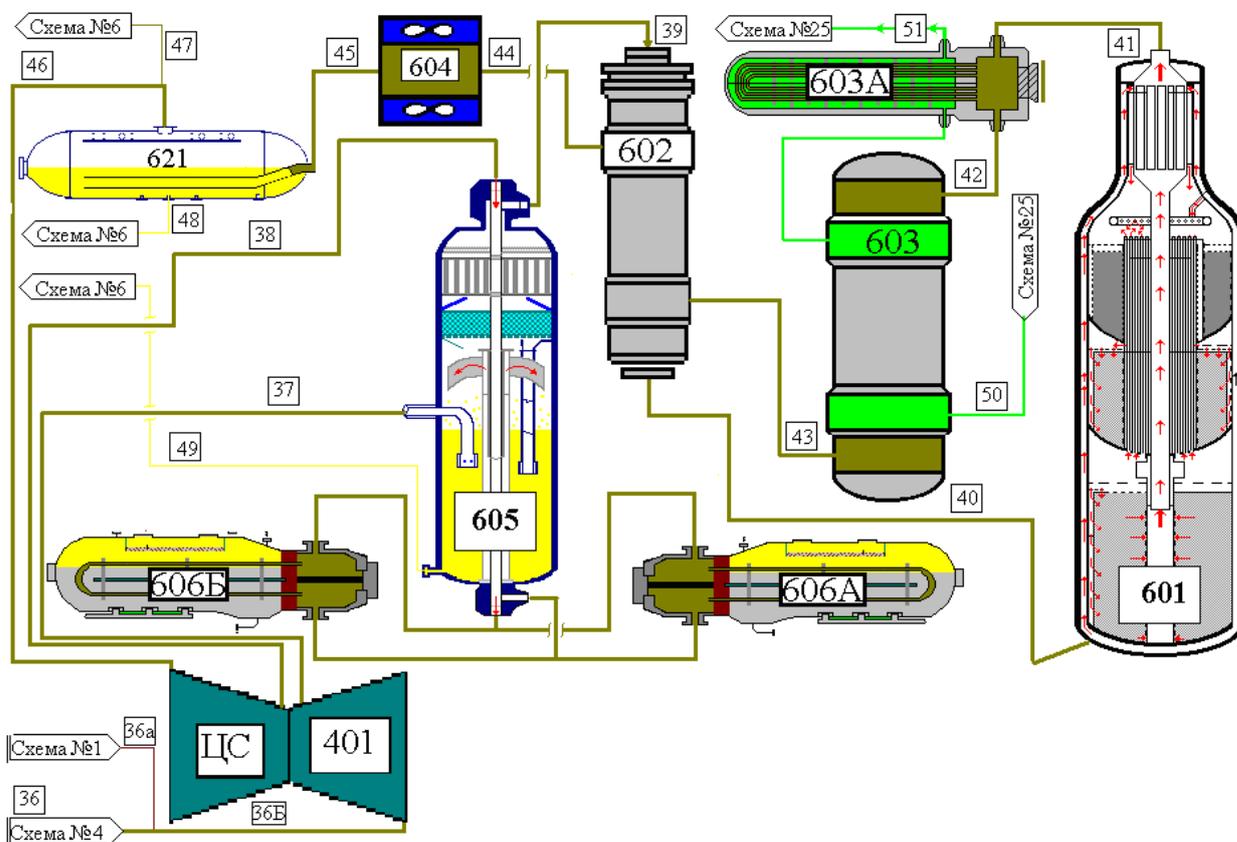


Рисунок 5. Синтез аммиака

1.2.7 Синтез аммиака

Свежая азотоводородная смесь (рисунок 5, б) с давлением не более 27,47 МПа и температурой не более 45°С после компрессора поз.401 направляется в нижнюю часть конденсационной колонны поз.605, где барботируя через слой сконденсировавшегося жидкого аммиака, промывается от следов влаги, масла и кислородосодержащих примесей и смешивается с циркуляционным газом.

Пройдя слой жидкого аммиака, свежая азотоводородная смесь (АВС) смешивается с циркуляционным газом. Газовая смесь проходит через корзину с кольцами Рашига, где освобождается от капель жидкого аммиака, поднимается по трубкам теплообменника конденсационной колонны поз.605 и направляется в межтрубное пространство выносного теплообменника поз.602, где нагревается до температуры не более 115 - 145°С теплом газа, выходящего из подогревателя питательной воды поз.603, и поступает в колонну синтеза поз.601.

Температура газа на входе в колонну синтеза регулируется изменением температуры газа, входящего в выносной теплообменник после подогревателей питательной воды поз.603, 603А, путем изменения расхода подогреваемой воды, подаваемой через клапан. Для поддержания нормального температурного режима в зоне реакции перед каждой полкой предусмотрена подача холодного газа по байпасам. Регулирование подачи газа по байпасам осуществляется автоматически при помощи заслонок, установленных на каждом байпасе, по температуре в катализаторных слоях колонны синтеза. Часть газа поступает в колонну синтеза снизу вверх по кольцевому зазору между корпусом колонны и кожухом насадки, не допуская нагрева корпуса аппарата более 250°С. Далее газ поступает в межтрубное пространство верхнего встроенного теплообменника, размещенного в горловине корпуса колонны синтеза, где нагревается теплом газа, выходящего из катализаторной коробки третьей полки по центральной трубе до температуры начала реакции 400-420°С. И затем последовательно

проходит три полки с катализатором, на которых происходит синтез аммиака по реакции:



Для поддержания нормального температурного режима в зоне реакции на каждой полке предусмотрена подача газа, минуя кольцевое пространство и верхний теплообменник, по холодным байпасам. Холодный байпас предназначен для регулирования температуры в зоне катализа 1 полки. Синтез-газ по холодному байпасу через перфорированное кольцо радиально поступает на 1 полку. Холодный байпас предназначен для регулирования температуры в зоне катализа 2 полки за счет подачи холодного газа в теплообменник, находящийся в слое катализатора 1 полки. Температурный режим на второй полке поддерживается за счет добавления свежего холодного газа в поток выходящего прореагировавшего горячего газа из первой полки заслонкой.

Далее прореагировавший газ после двух полок попадает в межтрубное пространство межполочного теплообменника, где отдает часть тепла и поступает на третью полку. Температура в зоне реакции третьей полки поддерживается количеством холодного газа, подаваемого в трубное пространство межполочного теплообменника клапанами. Подогретый в трубном пространстве теплообменника газ на выходе смешивается с общим потоком газа, идущим на первую полку.

Пройдя последовательно три полки с катализатором, газовая смесь с содержанием аммиака 14-16,5% и температурой не более 515°C поднимается по центральной трубе. Проходит по трубкам верхнего встроенного теплообменника, где охлаждается входящим газом до температуры не более 350°C. На выходе из колонны синтеза предусмотрена сигнализация максимальной температуры газа на входе и выходе из колонны синтеза.

Далее газовая смесь последовательно поступает в трубное пространство подогревателей питательной воды поз.603А, 603, где тепло реакции синтеза аммиака используется для подогрева воды, направляемой в

систему парообразования для получения пара давлением 102-109 кгс/см². Воду необходимо нагревать до температуры 285-290°C. Для защиты насадки колонны синтеза и теплообменников от превышения перепада давления предусмотрена сигнализация, которая при давлении равном 0,68МПа сигнализирует повышенный перепад по колонне синтеза, а также предусмотрены перепускные клапаны, установленные между линиями входа газа в теплообменник поз. 602 и сепаратор поз. 621, которые при превышении перепада давления, открываются защищая насадку колонны синтеза.

Предусмотрен замер перепада давления циркуляционного газа прибором между входом газа в колонну синтеза и выходом из выносного теплообменника поз.602, характеризующий сопротивление насадки колонны синтеза, состояние катализатора, исправность теплообменной аппаратуры. Величина сопротивления зависит от газовой нагрузки на стадию синтеза, а также от температур первичной и вторичной конденсации аммиака. Предусмотрена сигнализация максимального сопротивления колонны синтеза.

После подогревателя воды поз.603 газ с температурой 130-160°C проходит трубное пространство выносного теплообменника поз.602, охлаждается до температуры 40-70°C и поступает в аппараты воздушного охлаждения поз.604, где при охлаждении до температуры 21-43°C конденсируется часть аммиака. Сконденсировавшийся аммиака отделяется от газовой смеси в сепараторе поз.621 и отводится в сборник жидкого аммиака поз.610Б, а газовая смесь, содержащая до 11-13% аммиака, поступает на всас циркуляционного колеса турбокомпрессора поз.401, где дожимается до давления не более 27,46МПа, компенсируя потери давления в результате отделения сконденсированного аммиака, и с температурой не более 55°C подается в верхнюю часть конденсационной колонны поз.605, и испарителей жидкого аммиака поз. 606А,Б. Газ подается сверху в конденсационную колонну, проходит межтрубное пространство теплообменника, охлаждаясь

до температуры не более 20°C газом, идущим по трубкам. Далее газ поступает в испарители жидкого аммиака поз.606А,Б, где проходя по U-образным трубкам высокого давления, охлаждается до температуры не более +3°C за счет испарения аммиака, кипящего в межтрубном пространстве испарителей при температуре не ниже минус 10°C. Испарители по газу включены параллельно. Аммиачная система у них разомкнута. Между линиями газообразного и жидкого аммиака поз.606А и 606Б имеются перемычки, с помощью которых можно перераспределить потоки жидкого и газообразного аммиака между испарителями.

Охлажденный циркуляционный газ из испарителей поз.606 поступает в сепарационную часть колонны конденсации поз.605, где происходит отделение жидкого аммиака от газа. Здесь же циркуляционный газ смешивается со свежей азотоводородной смесью, проходит корзину с кольцами Рашига, где дополнительно сепарируется от капель жидкого аммиака. Далее газовая смесь поднимается по трубкам теплообменника, охлаждая циркуляционный газ, идущий в межтрубном пространстве, направляется в выносной теплообменник поз.602 и далее в колонну синтеза поз. 601 и цикл повторяется.

Жидкий аммиак, отделившийся в сепарационной части конденсационной колонны поз.605, после дросселирования до давления 1,7-2,2 МПа, отводится в сборник поз.610А.

Основная часть продукционного жидкого аммиака в результате первичной конденсации собирается в сепараторе поз.621, проходит магнитные фильтры жидкого аммиака поз.609, где очищается от катализаторной пыли, далее дросселируется до давления 1,7-2,2МПа и поступает в сборник поз.610А или 610Б. На случай неработоспособности одного из сборников поз.610А или поз. 610Б предусмотрена перемычка, позволяющая подать жидкий аммиака из сепаратора и конденсационной колонны в любой из сборников.

Для обеспечения надежного и безопасного дросселирования жидкого аммиака из сепаратора поз.605, а также для поддержания в них нормального уровня предусмотрены две параллельные перепускные линии жидкого аммиака после каждого аппарата – рабочая и резервная.

В результате дросселирования жидкого аммиака с высокого давления до 1,7-2,2 МПа (18-22,5 кгс/см²) в сборниках поз.610А и 610Б происходит выделение растворенных в жидком аммиаке газов Н₂, N₂, СН₄ и Ar. Эти газы, называемые "танковыми" содержат около 30% аммиака. Выделение аммиака из танковых газов происходит в трубном пространстве испарителя поз.613 при охлаждении газов до минус 28-30°С за счет кипящего в межтрубном пространстве, поступающим из сепаратора-расширителя поз.814. Из испарителя поз.613 танковые газы и сконденсировавшийся аммиак поступают в сепаратор поз.614, где жидкий аммиак отделяется и стекает в сборники поз.610А, Б, а танковые газы выдаются на установку аргона или поступают газом из сепаратора поз.614 установлен автоматический регулятор давления, поддерживающий в общецеховой коллектор на сжигание в трубчатую печь поз. 107. На выходе танковых постоянное давление в сборниках жидкого аммиака поз.610, выдачей танковых газов на сжигание в трубчатую печь. На мнемосхеме предусмотрена сигнализация максимального давления танковых газов в сборниках жидкого аммиака 2,2МПа.

Инертные примеси – аргон и метан, накапливаясь в системе, снижают парциальное давление азотоводородной смеси, от которого зависит степень превращения АВС в аммиак [6,22].

Для поддержания в циркуляционном газе содержания инертных не более 12% производится постоянная продувка газа в количестве не более 10000 нм³/час после первичной конденсации аммиака на выходе газа из сепаратора поз.621 с помощью регулятора давления газа.

Количество продувочного газа меняется на протяжении пробега катализатора колонны синтеза, увеличиваясь к концу пробега.

В начале работы, когда катализатор наиболее активный, требуемая производительность достигается при меньшем эффективном давлении, т.е. при более высоком содержании инертных примесей. В конце пробега катализатора требуется снижение содержания инертных примесей в циркуляционном газе.

Продувочные газы направляются на вымораживание аммиака, для чего поступают в межтрубное пространство теплообменника конденсационной колонны поз.611, охлаждаются за счет теплообмена с газом, идущим из испарителя поз.612, проходят трубное пространство испарителя, в межтрубном пространстве которого кипит жидкий аммиак при температуре минус 33°C. Из испарителя продувочные газы с температурой минус 28°C возвращаются в сепарационную часть конденсационной колонны, где происходит отделение сконденсировавшегося аммиака от газа. Продувочные газы поднимаются по трубкам теплообменника, нагреваясь до 35°C вновь поступающими продувочными газами.

Отделившийся в нижней части конденсационной колонны поз.611 жидкий аммиак направляется в сборник поз.610А.

На выходе продувочных газов из конденсационной колонны поз.611 установлен регулятор давления, поддерживающий постоянное давление перед колонной синтеза.

После регулирующих клапанов продувочные газы смешиваются с танковыми газами, и направляются на сжигание в трубчатую печь поз.107 или сбрасываются на факельную установку или на установку аргона через эжектор. Остаточное содержание аммиака в смеси составляет не более 4,0% (об.).

Для сжатия танковых газов до давления 2,9-3,9 МПа (30-40 кгс/см²) предназначен эжектор поз.01, в котором давление танковых газов повышается за счет энергии давления продувочных газов. После эжектора смесь танковых и продувочных газов с давлением 2,9-3,9 МПа и температурой 10-35°C подается на установку получения аргона. Постоянное

давление танкопродувочных газов после эжектора поз.01 поддерживается автоматически с помощью регулятора давления, сбросом танкопродувочных газов на сжигание в трубчатую печь поз.107 или на сжигание на факельную установку к.013. Расход танкопродувочных газов, подаваемых на установку аргона, замеряется прибором. В конденсационной колонне поз.611 автоматически поддерживается постоянный уровень жидкого аммиака регулятором.

Для подачи дополнительного количества продувочного газа на установку аргона мимо эжектора поз.01 установлен клапан с дистанционным управлением, через который продувочный газ подается из конденсационной колонны продувочных газов поз.611 непосредственно в коллектор после эжектора. При пользовании клапаном необходимо следить за работой эжектора, не допуская прекращения эжекции танковых газов.

Для сбора производственного жидкого аммиака из сепараторов поз.621,614 и конденсационных колонн поз.605,611 и для последующей выдачи его на склад установлены сборники жидкого аммиака поз.610А,Б. В сборник поз.610Б поступает жидкий аммиак из сепаратора поз.621, а в сборник поз.610А из конденсационных колонн поз.605,611. Слив жидкого аммиака из сепаратора поз.614 предусмотрен в любой из сборников. В случае неработоспособности одного из сборников прием жидкого аммиака со всех аппаратов можно осуществлять в один сборник. Для чего в схеме предусмотрена перемычка между входными линиями и отключающая арматура на входе жидкого аммиака в каждый сборник.

Для поддержания нормального уровня жидкого аммиака в сборниках поз.610А,Б на линиях выдачи установлены регулирующие клапаны с автоматическими регуляторами.

Жидкий аммиак из сборников может выдаваться на склад №2 или для захлаживания с последующей откачкой в изотермическое хранилище склада №3.

Для предотвращения переполнения сборников жидким аммиаком предусмотрена отдельная линия сброса в аварийное хранилище на склад №1. На аварийных линиях каждого из сборников установлены автоматические отсекатели, которые открываются при достижении уровня жидкого аммиака 60% и закрываются при снижении до 40%.

Переполнение сборников может произойти из-за прекращения приема жидкого аммиака на складе или выхода из строя регулирующих узлов.

В схему блока синтеза включена промежуточная дренажная емкость поз.616 для сбора аммиачной воды и неконденсационного аммиака из сборников жидкого аммиака поз.610А,Б в период восстановления катализатора синтеза. а также для освобождения магнитных фильтров поз.609.

При разогреве и восстановлении катализатора колонны синтеза аммиака и в случае нарушения автотермического режима в колонне синтеза часть газа из выносного теплообменника поз.602 направляется в пусковой подогреватель поз.607, проходит по трубкам, где нагревается за счет тепла дымовых газов, выделяемых при сгорании природного газа в горелках, и поступает на первую полку катализатора. При разогреве и восстановлении колонны синтеза аммиака часть циркуляционного газа перепускается с линии входа газа на колонну синтеза в линию выхода газа с колонны синтеза через вентиль с электроприводом. При остановке компрессора синтез газа поз.401 вентиль с электроприводом должен открыться автоматически или с пульта управления оператором.

Для проведения ремонтных работ и освобождения сборников поз.610А,Б, магнитных фильтров поз.609/1,2 от жидкого аммиака, а также при восстановлении катализатора колонны синтеза предусмотрен слив жидкого аммиака в дренажную емкость поз.616. Аммиак из дренажной емкости или аммиачная вода (при восстановлении катализатора) выдается на колонну приготовления аммиачной воды склада жидкого аммиак №1 цеха №13.

Для предотвращения выброса жидкого аммиака на свечу в атмосферу, сброс с предохранительных клапанов поз. 606А,Б, 612, 613, 616, осуществляется в сепаратор жидкого аммиака поз.Е-1. Газообразный аммиак, пройдя сепарационное устройство для улавливания капель жидкого аммиака, сбрасывается на свечу. Жидкий аммиак из сепаратора поз.Е-1 направляется в сборник жидкого аммиака поз.Е-2, откуда газообразным аммиаком из испарителя поз.606А выдавливается в аварийное хранилище жидкого аммиака склада жидкого аммиака №1. Уровень в сепараторе поз. Е-1 и в сборнике поз.Е-2 измеряется уровнемерами. Предусмотрена сигнализация уровня в сепараторе.

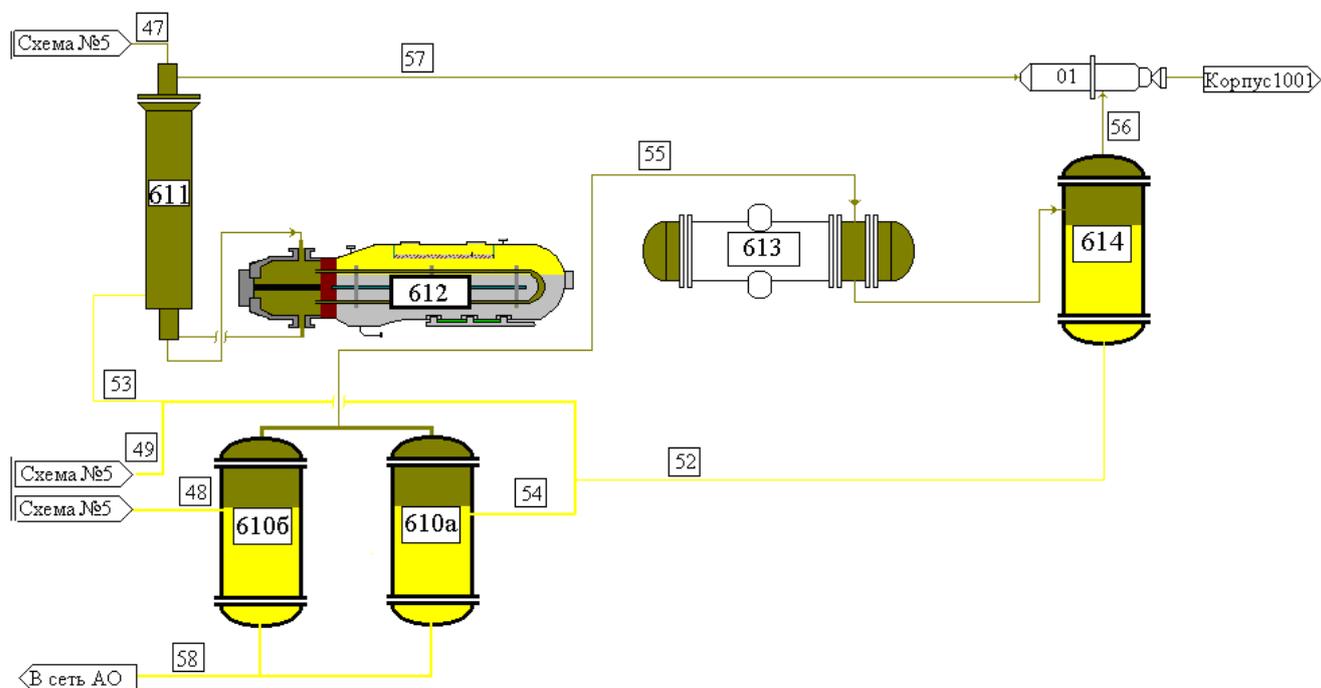


Рисунок 6. Синтез аммиака

ГЛАВА 2. МОДЕРНИЗАЦИЯ СИСТЕМЫ ПОДГОТОВКИ СЫРЬЯ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА АММИАКА

2.1 Описание производственного участка и его изменения

В настоящем дипломном проекте подвергается изменению узел нагрева газовой смеси перед сероочисткой, но сохраняются метод и основные параметры работы хемосорбционно-каталитической очистки природного газа от соединений серы, принятые в базовом проекте.

Газовая смесь (природный газ и азото - водородная смесь), поступающая на сероочистку, вместо огневого подогревателя переводится на нагрев дымовыми газами в конвективной зоне (БТА) трубчатой печи в дополнительно устанавливаемом подогревателе (змеевике) газовой смеси с сохранением существующего, ранее установленного, подогревателя.

Низкая эффективность работы огневого подогревателя приводит к повышенным потерям тепла. Перенос нагрева газовой смеси из огневого подогревателя в БТА трубчатой печи позволяет отказаться от неэффективно работающего аппарата, а установка дополнительного змеевика подогрева газовой смеси в БТА позволяет более глубоко использовать тепло дымового газа трубчатой печи.

Огневой подогреватель с сопутствующими вспомогательными трубопроводами, арматурой и приборами КИПиА не используются, часть трубопроводов демонтируется.

Устанавливаемый змеевик подогрева газовой смеси располагается между пароперегревателем I ступени и подогревателем питательной воды и служит для обеспечения окончательного нагрева газовой смеси перед сероочисткой от 110-115°C до 360-400°C.

Регулирование температуры в заданных пределах осуществляется за счет перепуска части газа по байпасу мимо системы подогрева газовой смеси, состоящей из существующего змеевика подогрева природного газа и дополнительно устанавливаемого подогревателя (змеевика) газовой смеси.

Система нагрева газовой смеси снабжена необходимой защитной, регулирующей арматурой и приборами КИПиА.

При срабатывании блокировок группы «А» предусмотрена автоматическая защита подогревателя газовой смеси. С помощью автоматического открытия вновь устанавливаемого клапана РСV-01 осуществляется сброс газовой смеси на факельную установку, обеспечивая непрерывный поток газа через змеевики газовой смеси с постепенным снижением давления в системе. После снижения давления в системе до блокировочного значения, клапан РСV-01 автоматически закрывается и сброс на факел прекращается.

Для решения задач в плане модернизации необходимо определить требуемую поверхность теплообмена для обеспечения нагрева природного газа с давлением 45 кгс/см^2 за счет тепла дымовых газов в холодной секции БТА печей поз. 107, 108 установки производства аммиака до температуры 390°C ; . А также определить температуру дымовых газов перед дымососами.

Исходные данные для расчета сведены в таблицу 3.

Таблица 3- Исходные данные для расчёта подогревателя

| № | Наименование параметров | Значение параметров |
|--|---|--|
| 1 | 2 | 3 |
| | Температура дымовых газов перед змеевиком I ступени пароперегревателя | расч. |
| Змеевиком I ступени пароперегревателя | | |
| 1 | Расход пара | 370 т/ч |
| 2 | Температура пара на входе | 315°C |
| 3 | Температура пара на выходе | 430°C |
| 4 | Давление пара в змеевике | $102 \div 109 \text{ кгс/см}^2$ |
| 5 | Количество потоков | 69 потоков |
| 6 | Количество рядов труб | 12 рядов |
| 7 | Количество труб в ряду | 23 трубы |
| 8 | Порядок расположения труб | Шахматный порядок |
| 9 | Шаг труб (поперечный = диагональный) | 210 мм |
| 10 | Диаметр труб | 76×9 мм (снизу 1 ÷ 6 и 10 ÷ 12 ряды) 76×8 мм (снизу 7 ÷ 9 ряды) |

Продолжение таблицы 3

| 1 | 2 | 3 |
|---|---------------------------------------|---|
| 11 | Длина труб | 15140 мм |
| 12 | Материал труб | Сталь 20 (снизу 1 ÷ 6 ряды) 12X1МФ (снизу 10 ÷ 12 ряды) 15X5М (снизу 7 ÷ 9 ряды) |
| 13 | Вид оребрения | Спиральное оребрение |
| 14 | Шаг ребер | 6,3 мм |
| 15 | Высота ребер | 13 мм |
| 16 | Толщина ребер | 1,3 мм |
| 17 | Материал ленты оребрения | ВСт3сп2 08×13 |
| Змеевик нагрева питательной воды | | |
| 1 | Расход воды | 125000 ÷ 135000 м ³ /ч |
| 2 | Температура воды на входе | 102 ⁰ С |
| 3 | Температура воды на выходе | 280 ÷ 300 ⁰ С |
| 4 | Давление воды в змеевике | 120 ÷ 130 кгс/см ² |
| 5 | Количество потоков | 4 потока |
| 6 | Количество рядов труб | 10 рядов |
| 7 | Количество труб в ряду | 20 труб |
| 8 | Порядок расположения труб | Шахматный порядок |
| 9 | Шаг труб (поперечный = диагональный) | 172 мм |
| 10 | Диаметр труб | 102×8 мм |
| 11 | Длина труб | 15440 мм |
| 12 | Материал труб | Сталь 20 |
| 13 | Вид оребрения | Спиральное оребрение |
| 14 | Шаг ребер | 4,2 мм |
| 15 | Высота ребер | 19 мм |
| 16 | Толщина ребер | 1,3 мм |
| 17 | Материал ленты оребрения | ВСт3сп2 |
| Змеевик нагрева природного газа (топливного) | | |
| 1 | Расход природного газа | 23000 м ³ /ч |
| 2 | Температура природного газа на входе | Окруж.среды (ср.зимн.) |
| 3 | Температура природного газа на выходе | 120 ⁰ С |
| 4 | Давление природного газа в змеевике | 10 кгс/см ² |
| 5 | Количество потоков | 1 поток |
| 6 | Количество рядов труб | 1 ряд |

Продолжение таблицы 3

| 1 | 2 | 3 |
|---|---|--|
| 7 | Количество труб в ряду | 12 труб |
| 8 | Диаметр труб | 140×6 мм |
| 9 | Длина труб | 15545 мм |
| 10 | Материал труб | Сталь 20 |
| 11 | Вид оребрения | Спиральное оребрение |
| 12 | Шаг ребер | 4,2 мм |
| 13 | Высота ребер | 19 мм |
| 14 | Толщина ребер | 1,3 мм |
| 15 | Материал ленты оребрения | ВСтЗсп2 |
| Дополнительный змеевик нагрева природного газа | | |
| 1 | Расход природного газа на технологию | 55000 м ³ /ч |
| 2 | Плотность природного газа | 0,73 г/дм ³ (при н.у.) 0,68 г/дм ³ (при 20 ⁰ С) |
| 3 | Температура природного газа на входе в змеевик | 150 ÷ 170 ⁰ С |
| 4 | Температура природного газа на выходе из змеевика | 360 ÷ 390 ⁰ С |
| 5 | Давление природного газа на выходе из змеевика | 45 кгс/см ² |
| Данные по сжигаемому топливу | | |
| 1 | Количество сжигаемого газа в печах поз. 107, 108 | 35000 м ³ /ч |
| 2 | - природный газ | 28500 м ³ /ч |
| 3 | - продувочные газы | 6500 м ³ /ч |
| 4 | Состав газообразного топлива: | |
| 5 | - природного газа, %об | Ar+O ₂ – 0,05 N ₂ – 1,2 H ₂ – 0,1 CH ₄ – 97,52 C ₂ H ₆ – 0,62 C ₃ H ₈ – 0,36 nC ₄ H ₁₀ – 0,13 Σ C ₅ = 0,02 |
| 6 | - продувочных газов, %об. | H ₂ – 61,0 Ar+O ₂ – 7,02 N ₂ – 17,28 NH ₃ – 5,5 |
| 7 | Коэффициент избытка воздуха | 1,03 |

2.2 Расчет температуры дымовых газов перед змеевиком нагрева природного газа

Температуру дымовых газов перед змеевиком пароперегревателя I ступени принимаем $T_1 = 820^\circ \text{C}$.

Количество дымовых газов, поступающих в холодную секцию печей

$$G_{\text{д.г.}} = G_{\text{топл}} \cdot G, \quad (30)$$

где G – количество газообразных продуктов сгорания, приходящихся на

1 кг сжигаемого топлива;

$G_{\text{топл}}$ – количество топлива, сжигаемого в печах поз. 107, 108

$$G_{\text{топл}} = V_{\text{топл}} \cdot \gamma_{\text{топл}}, \quad (31)$$

$$G_{\text{топл}} = 35000 \cdot 0,6845 = 23957,5 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{д.г.}} = 23957,5 \cdot 16,97 = 406558,78 \text{ кг/ч.}$$

Количество тепла, необходимое для нагрева водяного пара (полезное тепло)

$$Q_n = G_n \cdot (i_{\text{вых}} - i_{\text{вх}}), \quad (32)$$

где G_n – массовый расход нагреваемого продукта;

$i_{\text{вых}}, i_{\text{вх}}$ – энтальпия нагреваемого продукта соответственно при

температуре входа в змеевик и при температуре выхода из змеевика.

$$i_{\text{вх}} = i_{315} = 659,4 \text{ ккал/кг [5]}$$

$$i_{\text{вых}} = i_{430} = 761,0 \text{ ккал/кг [5]}$$

$$Q_n = 370000 \cdot (761,0 - 659,1) = 37703000 \text{ ккал/ч.}$$

Количество тепла, выделенное дымовыми газами

$$Q_{\text{д.г.}} = G_n \cdot (1 + q_{\text{ном}}), \quad (33)$$

где $q_{\text{ном}}$ – потери тепла в окружающую среду.

$$Q_{\text{д.г.}} = 377030000 \cdot (1 + 0,03) = 38834090 \text{ ккал/ч}$$

Температура дымовых газов на выходе из змеевика пароперегревателя I ступени

Энтальпия дымовых газов на выходе из змеевика пароперегревателя I ступени:

$$I_2 = I_1 - \frac{Q_{д.з.}}{G_{топл}}, \quad (34)$$

где I_1 – энтальпия дымовых газов на входе в змеевик пароперегревателя I

ступени, т.е. при T_1 .

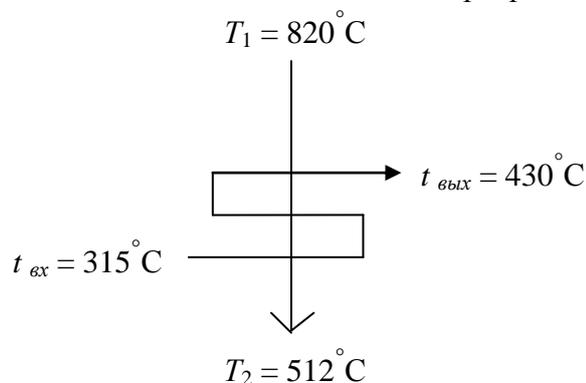
$$I_1 = I_{820} = 4048,91 \text{ ккал/кг}$$

$$I_2 = 4048,91 - \frac{38834090}{23957,5} = 2427,95 \text{ ккал/кг}$$

Эта энтальпия соответствует температуре дымовых газов $T_2 = 512^\circ\text{C}$.

Средняя разность температур

Схема теплообмена (смешанно-перекрестный



$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{\delta}} - \Delta t_M}{\ln \frac{\Delta t_{\bar{\delta}}}{\Delta t_M}}, \quad (35)$$

$$\text{где } \Delta t_{\bar{\delta}} = T_1 - t_{\text{вых}} = 820 - 430 = 390^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_M = T_2 - t_{\text{вх}} = 512 - 315 = 197^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{390 - 197}{\ln \frac{390}{197}} = 283^\circ\text{C}$$

Коэффициент теплоотдачи от труб к водяному пару

$$\alpha_n = 0,023 \cdot \frac{\lambda_n}{d_{en}} \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4} \cdot C_1 \cdot C_t, \quad (36)$$

где d_{en} – внутренний диаметр труб;

λ_n – теплопроводность нагреваемого продукта при средней температуре потока в трубе;

Re – критерий Рейнольдса;

Pr – критерий Прандтля;

$C_1 = 1$ – поправка на относительную длину труб; [18,27]

$C_t = 1,02$ – температурная поправка [18,27]

Для водяного пара:

$$\text{при } t_{cp} = \frac{315 + 430}{2} = 372 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- теплопроводность $\lambda_n = 60,8 \cdot 10^{-3}$ ккал/м·ч⁰С; [27]
- вязкость $z_n = 248,8 \cdot 10^{-7}$ кг/м·с; [27]
- теплоемкость $c_{pm} = 0,90$ ккал/кг⁰С; [27]

$$\text{Re} = \frac{U_n \cdot d_{en}}{z_n}, \quad (37)$$

где U_n – массовая скорость нагреваемого продукта в змеевике печи.

$$U_n = \frac{G_n}{3600 \cdot f \cdot m}, \quad (38)$$

где f – свободное значение трубы.

$$f = \frac{\pi \cdot d_{en}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,058^2}{4} = 0,00264 \text{ м}^2$$

m – количество потоков в змеевике.

$$U_n = \frac{370000}{3600 \cdot 0,00264 \cdot 69} = 564,22 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$$

$$\text{Re} = \frac{564,22 \cdot 0,058}{248,8 \cdot 10^{-7}} = 1315303,9$$

$$\text{Pr} = 3600 \cdot \frac{c_{pm} \cdot z_n}{\lambda_n}, \quad (39)$$

$$\text{Pr} = 3600 \cdot \frac{0,9 \cdot 248,8 \cdot 10^{-7}}{60,8 \cdot 10^{-3}} = 1,326$$

$$\alpha_n = 0,023 \cdot \frac{60,8 \cdot 10^{-3}}{0,058} \cdot 1315303,9^{0,8} \cdot 1,326^{0,4} \cdot 1 \cdot 1,02 = 2162,93 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{C}}.$$

Коэффициент теплоотдачи при поперечном обтекании дымовыми газами пучка оребренных труб

При спиральном оребрении труб, расположенных в шахматном порядке:

$$\alpha_\kappa = 0,364 \cdot \lambda_{\text{д.г.}} \cdot \left(\frac{\lambda_{\text{д.г.}} \cdot w^2}{z_{\text{д.г.}}} \right)^{0,68} \cdot \text{Pr}^{0,33} \cdot d^{-0,77} \cdot \delta_p^{0,3} \cdot d_p^{0,15}, \quad (40)$$

где

При средней температуре дымовых газов $T_{cp} = \frac{820 + 512}{2} = 666 \text{ } ^\circ\text{C}$

- теплоемкость $C_{pm} = 0,2843 \text{ ккал/кг}^\circ\text{C}$;
- теплопроводность $\lambda_{\text{д.г.}} = 724,98 \cdot 10^{-4} \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч}^\circ\text{C}$;
- вязкость $z_{\text{д.г.}} = 38,928 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м} \cdot \text{с}$;
- плотность $\gamma_{\text{д.г.}} = \frac{1,232 \cdot 273}{666 + 273} = 0,3582 \text{ } ^3$.

$$\text{Pr} = \frac{3600 \cdot C_{pm} \cdot z_v}{\lambda_\Gamma}, \quad (41)$$

$$\text{Pr} = \frac{3600 \cdot 0,2843 \cdot 10^{-6}}{724,98 \cdot 10^{-4}} = 0,5494$$

d – наружный диаметр труб;

δ_p – толщина ребра;

d_p – внешний диаметр ребра;

w – скорость потока дымовых газов в сжатом сечении оребренного пучка.

$$w' = w_n \cdot \frac{\sigma}{\sigma - 1 - 2 \cdot \frac{\delta_p}{d} \cdot \frac{h_p}{d} \cdot \frac{d}{s_p}}, \quad (42)$$

где h_p – высота ребра;

s_p – шаг ребер;

$$\sigma = \frac{S_1}{d} = \frac{0,21}{0,076} = 2,76$$

где S_1 – поперечный шаг труб в змеевике;

w_n – скорость набегающего потока дымовых газов при входе в трубный пучек

$$w_n = \frac{G_{д.з.}}{3600 \cdot \gamma_{д.з.} \cdot F}, \quad (43)$$

где F – фронтальное к потоку дымовых газов сечение секции БТА, $F = 56,92 \text{ м}^2$;

$$w_n = \frac{406558,78}{3600 \cdot 0,3582 \cdot 56,92} = 5,54 \text{ м/с}$$

$$w' = 5,54 \cdot \frac{2,76}{2,76 - 1 - 2 \cdot \frac{0,0013 \cdot 0,013}{0,076 \cdot 0,0063}} = 9,05 \text{ м/с}$$

$$\alpha_k = 0,364 \cdot 724,98 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{0,35852 \cdot 9,05}{38,92 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,68} \cdot 0,5494^{0,33} \cdot 0,076^{-0,77} \cdot 0,0013^{0,3} \cdot 0,102^{0,15} = 33,79$$

$$\frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \text{ч}^0 \text{С}}$$

Приведенный коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов в случае пучка оребренных труб

$$\alpha_{np} = \left[1 + \frac{F_p}{F_n} \cdot (E \cdot \varepsilon_{\Delta} - 1) \right] \cdot \frac{\psi \cdot \alpha_k}{1 + \beta_s \cdot \psi \cdot \alpha_k}, \quad (44)$$

где $\psi = 0,85$ – экспериментально найденный коэффициент, учитывающий неравномерность теплоотдачи по поверхности ребра; [2]

$$\beta_x = \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{з.н.} = 0,0003 \text{ – тепловое сопротивление загрязнения наружной}$$

поверхности трубы; [2]

ε_{Δ} – коэффициент, учитывающий трапецевидную форму сечения ребра.

При $\delta_1 = \delta_2 = \delta_p$, $\varepsilon_{\Delta} = 1$ [18]

E – коэффициент эффективности ребра, учитывающий понижение его температуры по мере удаления от основания.

При $\frac{d_p}{d} = \frac{0,102}{0,076} = 1,46$ и

$$\sqrt{\frac{\alpha_{\kappa} \cdot \psi}{\lambda_p \cdot 2 \cdot \delta_p}} \cdot (d_p - d) = \sqrt{\frac{33,79 \cdot 0,85}{26 \cdot 2 \cdot 0,0013}} \cdot (0,102 - 0,076) = 0,54, E = 0,89$$

Здесь $\lambda_p = 26$ ккал/м·ч⁰С – коэффициент теплопроводности ребра.

F_p – поверхность ребер, приходящаяся на 1 м длины трубы

$$F_p = \pi \cdot X \cdot \left(2 \cdot \frac{d_p^2 - d_2^2}{4} + d_p \cdot \delta_p \right), \quad (45)$$

где $X = \frac{1}{S_p} = 159$ – число спиральных витков ребер, приходящееся на 1 м

длины трубы

$$F_p = 3,14 \cdot 159 \cdot \left(2 \cdot \frac{0,102^2 - 0,076^2}{4} + 0,102 \cdot 0,0013 \right) = 1,2215 \text{ м}^2/\text{м}$$

F_n – полная наружная поверхность 1 м оребренной трубы

$$F_n = F_p + F_{mp}, \quad (46)$$

где F_{mp} – наружная поверхность участков гладкой трубы между ребрами, приходящаяся на 1 м длины.

$$F_{mp} = \pi \cdot d \cdot (1 - X \cdot \delta_p), \quad (47)$$

$$F_{mp} = 3,14 \cdot 0,076 \cdot (1 - 159 \cdot 0,0013) = 0,1893 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$F_n = 1,2215 + 0,1893 = 1,4108 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$\alpha_{np} = \left[1 + \frac{1,2215}{1,4108} \cdot (0,89 \cdot 1 - 1) \right] \cdot \frac{0,85 \cdot 33,79}{1 + 0,0003 \cdot 0,85 \cdot 33,79} = 25,76 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}^0 \text{С}}$$

Коэффициент теплопередачи

Расчет ведем на единицу гладкой поверхности трубы:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_n} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.б} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{мр.} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_p + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.б} + \frac{F_{см}}{F_n} \cdot \frac{1}{\alpha_{нр}}}, \quad (48)$$

где $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.б} = 0.00007 \text{ м}^2\text{ч}^0\text{С/ккал}$ – тепловое сопротивление внутреннего

слоя загрязнения; [2]

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{мр.} = \frac{0,009}{34} \text{ м}^2\text{ч}^0\text{С/ккал}$ – тепловое сопротивление стенки трубы;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_p = \frac{0,0013}{26} \text{ м}^2\text{ч}^0\text{С/ккал}$ – тепловое сопротивление ребер;

$F_{см}$ – поверхность гладкой трубы (по ее наружному диаметру),
приходящаяся на 1 м длины трубы

$$F_{см} = \pi \cdot d = 3,14 \cdot 0,076 = 0,23864 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{2162,93} + 0,00007 + \frac{0,009}{34} + \frac{0,0013}{26} + 0,0003 + \frac{0,2386}{1,4108} \cdot \frac{1}{25,76}} = 129,66 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2\text{ч}^0\text{С}}$$

Необходимая поверхность теплообмена

$$F_n = \frac{Q_n}{K \cdot \Delta t_{ср}}, \quad (49)$$

$$F_n = \frac{37703000}{129,66 \cdot 283} = 1027,50 \text{ м}^2$$

Фактическая поверхность теплообмена

$$F_\phi = \pi \cdot d \cdot l_{мр} \cdot n_p \cdot n_{мр}, \quad (50)$$

где $l_{мр}$ – длина трубы;

n_p – количество рядов труб в змеевике;

$n_{мр}$ – количество труб в одном ряду

$$F_\phi = 3,14 \cdot 0,076 \cdot 15,14 \cdot 12 \cdot 23 = 997,19 \text{ м}^2$$

$\frac{F_n}{F_\phi} = \frac{1027,5}{997,19} = 1,03$ (погрешность 3%), следовательно, перерасчет не делаем.

Итак, наши расчеты показали, что температура дымовых газов перед змеевиком пароперегревателя I ступени T_1 должна быть $\sim 820^\circ\text{C}$, тогда перед змеевиком нагрева природного газа их температура будет 512°C .

2.3 Тепловой расчет змеевика нагрева природного газа

Конструкции змеевика нагрева природного газа

Предварительно выбираем конструкцию змеевика:

- длина труб – 14,90 м;
- диаметр и толщина труб – 102×8 мм;
- газ подается из коллектора 10 потоками (число труб в ряду – 20);
- число рядов – 2;
- трубы расположены в шахматном порядке;
- шаг труб (поперечный = диагональный) – 172 мм;
- материал труб – Сталь 20;
- оребрение труб – спиральное (лента оребрения);
- высота ребра – 19 мм;
- толщина ребра – 1,3 мм;
- шаг ребер – 4,2 мм;
- материал ленты оребрения – ВСтЗсп2.

В дальнейшем подтверждаем расчетом, что выбранный змеевик обеспечит заданный теплообмен.

Скорость природного газа на входе в змеевик

$$W_{ex} = \frac{G_n}{3600 \cdot \rho_{ex} \cdot m \cdot f}, \quad (51)$$

где $\rho_{ex} = \rho_{150} = 20,08 \text{ кг/м}^3$;

$$f = \frac{\pi \cdot d_{en}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,086^2}{4} = 0,0058 \text{ м}^2;$$

$$G_n = V_n \cdot \rho_o = 55000 \cdot 0,73 = 40150 \text{ кг/ч}$$

$$W_{ex} = \frac{40150}{3600 \cdot 20,08 \cdot 10 \cdot 0,0058} = 9,6 \text{ м/с}$$

Количество тепла, необходимое для нагрева природного газа (полезное тепло)

Рассчитываем по формуле (4.3):

$$i_{\text{ex}} = i_{150} = 455,48 \text{ ккал/кг [20,25]}$$

$$i_{\text{вых}} = i_{390} = 635,30 \text{ ккал/кг [20,25]}$$

$$Q_n = 40150 \cdot (635,3 - 455,48) = 7219773 \text{ ккал/ч}$$

Количество тепла, выделенное дымовыми газами

Рассчитываем по формуле (3.4):

$$Q_{\text{д.г.}} = 7219773 \cdot (1 + 0,03) = 7436366,19 \text{ ккал/ч}$$

Температура дымовых газов на выходе из змеевика нагрева природного газа

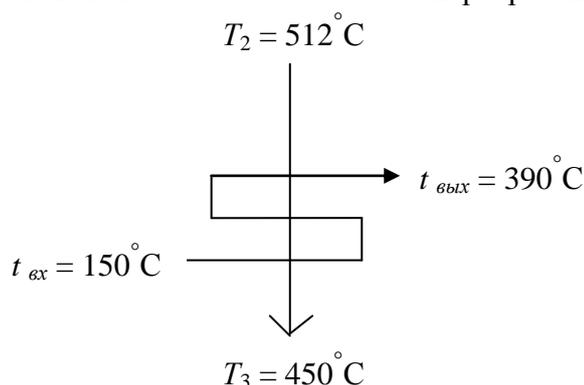
Энтальпия дымовых газов на выходе из змеевика нагрева природного газа рассчитываем по формуле (3.5):

где $I_2 = I_{512} = 2427,95 \text{ ккал/кг}$

$$I_3 = 2427,95 - \frac{7436366,19}{23957,5} = 2117,55 \text{ ккал/кг}$$

Эта энтальпия соответствует температуре дымовых газов $T_3 = 450^\circ\text{C}$ [37].

Схема теплообмена (смешанно-перекрестный



Средняя разность температур потоков

Рассчитываем по формуле (4.6):

$$\text{где } \Delta t_m = T_2 - t_{\text{ex}} = 512 - 390 = 122^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_o = T_3 - t_{\text{вых}} = 450 - 150 = 300^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{300 - 122}{\ln \frac{300}{122}} = 198 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Коэффициент теплоотдачи от труб к природному газу

Для расчета применяем формулу (4.7):

где $C_1 = 1$; [18,27]

$$C_r = 1,03 \text{ [18,27]}$$

Для природного газа:

$$\text{при } t_{cp} = \frac{150 + 390}{2} = 270 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- теплопроводность $\lambda_n = 65,69 \cdot 10^{-3} \text{ ккал/м}\cdot\text{ч}^\circ\text{C}$; [7]
- вязкость $z_n = 18,07 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}\cdot\text{с}$; [7]
- теплоемкость $c_{pm} = 0,7416 \text{ ккал/кг}^\circ\text{C}$; [7]

Рассчитываем по формуле (3.9):

$$U_n = \frac{40150}{3600 \cdot 0,0058 \cdot 10} = 192,29 \text{ кг/м}^2\cdot\text{с}$$

Рассчитываем по формуле (3.8):

$$\text{Re} = \frac{192,29 \cdot 0,086}{18,07 \cdot 106} = 915159,93$$

Рассчитываем по формуле (3.10):

$$\text{Pr} = 3600 \cdot \frac{0,7416 \cdot 18,07 \cdot 10^{-6}}{65,69 \cdot 10^{-3}} = 0,7344$$

$$\alpha_n = 0,023 \cdot \frac{65,69 \cdot 10^{-3}}{0,086} \cdot 915159,93^{0,8} \cdot 0,7344^{0,4} \cdot 1 \cdot 1,03 = 940,02 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}^\circ\text{C}}$$

Коэффициент теплоотдачи при поперечном обтекании дымовыми газами пучка оребренных труб

Используем формулу (4.11):

где

$$\text{При средней температуре дымовых газов } T_{cp} = \frac{512 + 450}{2} = 481 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- теплоемкость $C_{pm} = 0,2776 \text{ ккал/кг}^\circ\text{C}$;

- теплопроводность $\lambda_{0,2} = 576,51 \cdot 10^{-4} \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \text{ч}^0 \text{С}}$;
- вязкость $z_{0,2} = 33,55 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}\cdot\text{с}$;
- плотность $\gamma_{0,2} = \frac{1,232 \cdot 273}{481 + 273} = 0,4461 \text{ кг/м}^3$.

Рассчитываем по формуле (3.12):

$$\text{Pr} = \frac{3600 \cdot 0,2776 \cdot 33,55 \cdot 10^{-6}}{576,51 \cdot 10^{-4}} = 0,5816$$

Рассчитываем по формуле (3.13):

$$\text{где } \sigma = \frac{S_1}{d} = \frac{0,172}{0,102} = 1,69$$

$$w_n = \frac{406558,78}{3600 \cdot 0,4461 \cdot 56,92} = 4,45 \text{ м/с (по формуле 4.14).}$$

$$w' = 4,45 \cdot \frac{1,69}{1,69 - 1 - 2 \cdot \frac{0,0013 \cdot 0,019}{0,102 \cdot 0,0042}} = 13,09 \text{ м/с}$$

$$\alpha_{\kappa} = 0,364 \cdot 576,51 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{0,4461 \cdot 13,09}{3,55 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,68} \cdot 0,5816^{0,33} \cdot 0,102^{-0,77} \cdot 0,0013^{0,3} \cdot 0,14^{0,15} = 37,79$$

Приведенный коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов в случае пучка оребренных труб

Рассчитываем по формуле (4.15):

$$\text{где } \psi = 0,85 \text{ [7]}$$

$$\beta_x = \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{з.н.}} = 0,0003 \text{ [7]}$$

$$\text{При } \delta_1 = \delta_2 = \delta_p, \varepsilon_{\Delta} = 1 \text{ [7]}$$

$$\text{При } \frac{d_p}{d} = \frac{0,14}{0,102} = 1,37 \text{ и}$$

$$\sqrt{\frac{\alpha_{\kappa} \cdot \psi}{\lambda_p \cdot 2 \cdot \delta_p}} \cdot (d_p - d) = \sqrt{\frac{37,79 \cdot 0,85}{36 \cdot 2 \cdot 0,0013}} \cdot (0,14 - 0,102) = 0,70, E = 0,84$$

$$\text{Здесь } \lambda_p = 36 \text{ ккал/м}\cdot\text{ч}^0\text{С}$$

Рассчитываем по формуле (4.16):

$$\text{где } X = \frac{1}{S_p} = 238$$

$$F_p = 3,14 \cdot 238 \cdot \left(2 \cdot \frac{0,14^2 - 0,102^2}{4} + 0,14 \cdot 0,0013 \right) = 3,572 \text{ м}^2/\text{м}$$

Рассчитываем по формуле (4.17):

где

$$F_{mp} = 3,14 \cdot 0,102 \cdot (1 - 238 \cdot 0,0013) = 0,221 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$F_n = 3,572 + 0,221 = 3,793 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$\alpha_{np} = \left[1 + \frac{3,572}{3,793} \cdot (0,84 \cdot 1 - 1) \right] \cdot \frac{0,85 \cdot 37,79}{1 + 0,0003 \cdot 0,85 \cdot 37,79} = 27,02 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \text{ч}^0 \text{С}}$$

Коэффициент теплопередачи

Рассчитываем по формуле (4.19):

$$\text{где } \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{3.6} = 0,000256 \text{ м}^2 \text{ч}^0 \text{С}/\text{ккал}; [7]$$

$$\left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{mp} = \frac{0,008}{38} \text{ м}^2 \text{ч}^0 \text{С}/\text{ккал};$$

$$\left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_p = \frac{0,0013}{36} \text{ м}^2 \text{ч}^0 \text{С}/\text{ккал};$$

$$F_{cm} = \pi \cdot d = 3,14 \cdot 0,102 = 0,320 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{940,02} + 0,000256 + \frac{0,008}{38} + \frac{0,0013}{36} + 0,0003 + \frac{0,320}{3,793} \cdot \frac{1}{27,02}} = 200,45 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \text{ч}^0 \text{С}}$$

Необходимая поверхность теплообмена

Рассчитываем по формуле (3.20):

$$F_n = \frac{7219773}{200,45 \cdot 198} = 181,91 \text{ м}^2$$

Необходимое количество труб

$$N_{np} = \frac{F_n}{f_{2л}}, \quad (52)$$

где $f_{2л}$ – поверхность теплообмена одной гладкой трубы

$$f_{zл} = \pi \cdot d \cdot l_{mp}, \quad (53)$$

$$f_{zл} = 3,14 \cdot 0,102 \cdot 14,9 = 4,772 \text{ м}^2$$

$$N_{np} = \frac{181,91}{4,772} = 38 \text{ труб}$$

Таким образом выполняется ранее принятое условие, следовательно, оставляем принятые ранее 40 труб (2 ряда по 20 труб).

2.4 Гидравлический расчет змеевика нагрева природного газа

Потери напора в змеевике [18]

$$\Delta P = \lambda \cdot \frac{I_{\text{э}}}{d_{\text{вн}}} \cdot \frac{U_n^2}{2 \cdot g \cdot \rho_{\text{ср}}} \cdot 10^{-4}, \quad (54)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda = 0,0096 + \sqrt{\frac{k}{d_{\text{вн}}}} + \sqrt{\frac{3}{\text{Re}}}, \quad (55)$$

где k – коэффициент шероховатости. Принимаем $k = 10^{-5}$ м. [18]

$$\lambda = 0,0096 + \sqrt{\frac{10^{-5}}{0,086}} + \sqrt{\frac{3}{915159,93}} = 0,022$$

$I_{\text{э}}$ – эквивалентная длина одного потока

$$I_{\text{э}} = n_{mp} \cdot l_{mp} + (n_{mp} - 1) \cdot \psi \cdot d_{\text{вн}}, \quad (56)$$

где $n_{mp} = 4$ трубы – количество труб на один поток;

$l_{mp} = 14,9$ – длина труб в змеевике;

$\psi = 30$ – коэффициент, зависящий от соединения труб [18]

$$I_{\text{э}} = 4 \cdot 14,9 + (4 - 1) \cdot 30 \cdot 0,086 = 67,34 \text{ м}$$

$\rho_{\text{ср}} = 15,37 \text{ кг/м}^3$ – плотность нагреваемого природного газа при его средней температуре в змеевике [7]

$$\Delta P = 0,022 \cdot \frac{67,34}{0,086} \cdot \frac{192,29^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 15,37} \cdot 10^{-4} = 0,21 \text{ кгс/см}^2$$

2.5 Аэродинамический расчет (сопротивление змеевика нагрева природного газа)

Сопротивление шахматного пучка оребренных труб определяем по формуле [3,26]

$$\Delta P = 0,0512 \cdot \frac{f \cdot u^2 \cdot I_{\text{эКВ}}}{\gamma_{\text{ср}} \cdot d_{\text{эКВ}}} \cdot \left(\frac{d_{\text{эКВ}}}{S_1} \right)^{0,4}, \quad (57)$$

где $f = 0,3$ – коэффициент сопротивления для пакета оребренных труб; [3,26]

$$\gamma_{\text{ср}} = 0,4461 \text{ кг/м}^3 \text{ (см. пункт 3.4.8);}$$

$I_{\text{эКВ}}$ – длина газового потока в пакете оребренных труб;

u – массовая скорость дымовых газов в сжатом сечении;

$d_{\text{эКВ}}$ – эквивалентный (гидравлический) диаметр межтрубного пространства

$$d_{\text{эКВ}} = \frac{4 \cdot V_{\text{св}}}{H}, \quad (58)$$

где $V_{\text{св}}$ – свободный объем пакета оребренных труб

$$V_{\text{св}} = 0,866 \cdot S_1^2 - \frac{\pi \cdot d^2}{4} - \frac{\pi}{4} \cdot (d_p^2 - d^2) \cdot \delta_p \cdot X, \quad (59)$$

$$V_{\text{св}} = 0,866 \cdot 0,172^2 - \frac{3,14 \cdot 0,102^2}{4} - \frac{3,14}{4} \cdot (0,14^2 - 0,102^2) \cdot 0,0013 \cdot 238 = 0,0197 \text{ м}^3/\text{м}$$

H – поверхность трения

$$H = H_{\text{эл}} + H_p = \pi \cdot d^2 + \frac{\pi}{4} \cdot (d_p^2 - d^2) \cdot 2 \cdot X, \quad (60)$$

$$H = 3,14 \cdot 0,102 + 0,785 \cdot (0,14^2 - 0,102^2) \cdot 2 \cdot 238 = 3,7565 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$d_{\text{эКВ}} = \frac{4 \cdot 0,0197}{3,7565} = 0,0210 \text{ м.}$$

$$u = \frac{G_{\text{д.г.}}}{3600 \cdot F_{\text{сж}}}, \quad (61)$$

где

$$F_{\text{сж}} = F - n \cdot F_{\text{ртр}}, \quad (62)$$

где n – число труб в одном ряду;

$F_{\text{ртр}}$ – площадь проекции ребристой трубы

$$F_{pmp} = (d + 2 \cdot \delta_p \cdot h_p \cdot X) \cdot I_{mp}, \quad (63)$$

$$F_{pmp} = (0,102 + 2 \cdot 0,0013 \cdot 0,019 \cdot 238) \cdot 14,9 = 1,6950 \text{ м}^2$$

$$F_{сж} = 56,92 - 20 \cdot 1,695 = 23,02 \text{ м}^2$$

$$u = \frac{406558,78}{3600 \cdot 23,02} = 4,91 \text{ кг/м}^2\text{с}$$

$$l_{экр} = d_p \cdot 2 + 0,866 \cdot S_1 = 0,14 \cdot 2 + 0,866 \cdot 0,172 = 0,43, \quad (64)$$

$$\Delta P = 0,0512 \cdot \frac{0,3 \cdot 4,91^2 \cdot 0,43}{0,4461 \cdot 0,021} \cdot \left(\frac{0,021}{0,172} \right)^{0,4} = 7,33 \text{ мм в ст.}$$

2.6 Расчет температуры дымовых газов перед дымососами

Расчет температуры дымовых газов после змеевика нагрева питательной воды

Количество тепла, необходимое для нагрева питательной воды (полезное тепло)

$$i_{вх} = i_{120} = 104,2 \text{ ккал/кг [5]}$$

$$i_{вых} = i_{300} = 320,10 \text{ ккал/кг [5]}$$

$$Q_n = 135000 \cdot (320,1 - 104,2) = 29146500 \text{ ккал/ч}$$

Количество тепла, выделенное дымовыми газами

$$Q_{д.г.} = 29146500 \cdot (1 + 0,03) = 30020895 \text{ ккал/ч}$$

Температура дымовых газов на выходе из змеевика нагрева природного газа

Энтальпия дымовых газов на выходе из змеевика нагрева питательной воды рассчитываем по формуле (4.35):

$$\text{где } I_{32} = I_{450} = 2117,55 \text{ ккал/кг}$$

$$I_4 = 2117,55 - \frac{30020895}{23957,5} = 864,46 \text{ ккал/кг}$$

Эта энтальпия соответствует температуре дымовых газов $T_3 = 189^\circ\text{C}$.

Средняя разность температур потоков

$$\Delta t_o = T_3 - t_{вых} = 450 - 300 = 150^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = T_4 - t_{ex} = 189 - 102 = 87 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{150 - 87}{\ln \frac{150}{87}} = 116 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Коэффициент теплоотдачи от труб к питательной воде

$$C_1 = 1; [1]$$

$$C_t = 1 [1]$$

Для воды при $t_{cp} = \frac{102 + 300}{2} = 201 \text{ } ^\circ\text{C}$

- теплопроводность $\lambda_n = 573,52 \cdot 10^{-3}$ ккал/м·ч⁰С; [7]
- вязкость $z_n = 1296,4 \cdot 10^{-7}$ кг/м·с; [7]
- теплоемкость $c_{pm} = 1,073$ ккал/кг⁰С; [7]

$$U_n = \frac{135000}{3600 \cdot 0,0058 \cdot 4} = 1614,71 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$$

$$\text{Re} = \frac{1614,71 \cdot 0,086}{1296,4 \cdot 10^{-7}} = 1071159,06$$

$$\text{Pr} = 3600 \cdot \frac{1,073 \cdot 1296,4 \cdot 10^{-7}}{573,52 \cdot 10^{-3}} = 0,8732$$

$$\alpha_n = 0,023 \cdot \frac{573,52 \cdot 10^{-3}}{0,086} \cdot 1071159,06^{0,8} \cdot 0,8732^{0,4} \cdot 1 \cdot 1 = 9685,16 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч град}$$

Коэффициент теплоотдачи при поперечном обтекании дымовыми газами пучка оребренных труб

При средней температуре дымовых газов $T_{cp} = \frac{450 + 189}{2} = 319 \text{ } ^\circ\text{C}$

- теплоемкость $C_{pm} = 0,2727$ ккал/кг⁰С;
- теплопроводность $\lambda_{d.z.} = 445,58 \cdot 10^{-4}$ ккал/м²·ч⁰С;
- вязкость $z_{d.z.} = 28,30 \cdot 10^{-6}$ кг/м·с;
- ПЛОТНОСТЬ $\gamma_{d.z.} = \frac{1,232 \cdot 273}{319 + 273} = 0,5677 \text{ кг/м}^3$.

$$\text{Pr} = \frac{3600 \cdot 0,2727 \cdot 28,30 \cdot 10^{-6}}{445,58 \cdot 10^{-4}} = 0,6235$$

$$\text{где } \sigma = \frac{S_1}{d} = \frac{0,172}{0,102} = 1,69$$

$$w_n = \frac{406558,78}{3600 \cdot 0,5677 \cdot 56,92} = 3,49 \text{ м/с}$$

$$w' = 3,49 \cdot \frac{1,69}{1,69 - 1 - 2 \cdot \frac{0,0013 \cdot 0,019}{0,102 \cdot 0,0042}} = 10,26 \text{ м/с}$$

$$\alpha_{\kappa} = 0,364 \cdot 445,58 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{0,5677 \cdot 10,26}{28,3 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,68} \cdot 0,6235^{0,33} \cdot 0,102^{-0,77} \cdot 0,0013^{0,3} \cdot 0,14^{0,15} = 33,49$$

Приведенный коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов в случае пучка оребренных труб

$$\psi = 0,85 \text{ [18]}$$

$$\beta_x = \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{з.н.}} = 0,0003 \text{ [18]}$$

$$\text{При } \delta_1 = \delta_2 = \delta_p, \varepsilon_{\Delta} = 1 \text{ [18]}$$

$$\text{При } \frac{d_p}{d} = \frac{0,14}{0,102} = 1,37 \text{ и}$$

$$\sqrt{\frac{\alpha_{\kappa} \cdot \psi}{\lambda_p \cdot 2 \cdot \delta_p}} \cdot (d_p - d) = \sqrt{\frac{37,79 \cdot 0,85}{41 \cdot 2 \cdot 0,0013}} \cdot (0,14 - 0,102) = 0,62, E = 0,87$$

$$\text{Здесь } \lambda_p = 41 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч}^0\text{С}$$

$$\text{где } X = \frac{1}{S_p} = 238$$

$$F_p = 3,14 \cdot 238 \cdot \left(2 \cdot \frac{0,14^2 - 0,102^2}{4} + 0,14 \cdot 0,0013 \right) = 3,572 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$F_{mp} = 3,14 \cdot 0,102 \cdot (1 - 238 \cdot 0,0013) = 0,221 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$F_n = 3,572 + 0,221 = 3,793 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$\alpha_{np} = \left[1 + \frac{3,572}{3,793} \cdot (0,87 \cdot 1 - 1) \right] \cdot \frac{0,85 \cdot 37,79}{1 + 0,0003 \cdot 0,85 \cdot 33,49} = 24,77 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}^0\text{С}}$$

Коэффициент теплопередачи

$$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в} = 0,0001 \text{ м}^2\text{ч}^0\text{С/ккал}; [18]$$

$$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{мр.} = \frac{0,008}{42} \text{ м}^2\text{ч}^0\text{С/ккал};$$

$$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_p = \frac{0,0013}{41} \text{ м}^2\text{ч}^0\text{С/ккал};$$

$$F_{cm} = \pi \cdot d = 3,14 \cdot 0,102 = 0,320 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{9685,16} + 0,0001 + \frac{0,008}{42} + \frac{0,0013}{41} + 0,0003 + \frac{0,320}{3,793} \cdot \frac{1}{24,77}} = 242,05$$

Необходимая поверхность теплообмена

Рассчитываем по формуле (3.20):

$$F_n = \frac{29146500}{242,05 \cdot 116} = 1038,06 \text{ м}^2$$

Фактическая поверхность теплообмена

Рассчитываем по формуле (4.21):

$$F_\phi = 3,14 \cdot 0,102 \cdot 15,44 \cdot 10 \cdot 20 = 989,02 \text{ м}^2$$

$$\frac{F_n}{F_\phi} = \frac{1038,06181,91}{989,02} = 1,05 \text{ (погрешность 5\%)}, \text{ следовательно, перерасчет не}$$

делаем.

Итак, температура дымовых газов после змеевика нагрева питательной воды составит 190^0С .

Следовательно, оставляем принятые ранее 40 труб (2 ряда по 20 труб).

Расчет температуры дымовых газов после змеевика нагрева природного газа (топливного)

Количество тепла, необходимое для нагрева питательной воды (полезное тепло)

$$G_n = 23000 \cdot 0,73 = 16790 \text{ кг/ч}$$

$$i_{вх} = i_{-15} = 364,80 \text{ ккал/кг} [7]$$

$$i_{вх} = i_{120} = 440,91 \text{ ккал/кг} [7]$$

$$Q_n = 16790 \cdot (440,91 - 364,8) = 1277886,9 \text{ ккал/ч}$$

Количество тепла, выделенное дымовыми газами

$$Q_{д.г.} = 1277886,9 \cdot (1 + 0,03) = 1316223,51 \text{ ккал/ч}$$

Температура дымовых газов на выходе из змеевика нагрева природного газа

Энтальпия дымовых газов на выходе из змеевика нагрева питательной воды рассчитываем по формуле (4.35):

$$\text{где } I_4 = I_{190} = 868,43 \text{ ккал/кг}$$

$$I_5 = 868,43 - \frac{1316223,51}{23957,5} = 813,49 \text{ ккал/кг}$$

Эта энтальпия соответствует температуре дымовых газов $T_5 = 178^{\circ}\text{C}$.

Средняя разность температур потоков

$$\Delta t_m = T_4 - t_{вых} = 190 - 120 = 70^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_o = T_5 - t_{вх} = 178 - (-15) = 193^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{193 - 70}{\ln \frac{193}{70}} = 121^{\circ}\text{C}$$

Коэффициент теплоотдачи от труб к питательной воде

$$C_1 = 1; [25,27]$$

$$C_t = 1,01 [25,27]$$

Для природного газа:

$$\text{при } t_{cp} = \frac{-15 + 120}{2} = 52^{\circ}\text{C}$$

- теплопроводность $\lambda_n = 33,05 \cdot 10^{-3} \text{ ккал/м}\cdot\text{ч}^{\circ}\text{C}$; [27]
- вязкость $z_n = 11,90 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}\cdot\text{с}$; [27]
- теплоемкость $c_{pm} = 0,5609 \text{ ккал/кг}^{\circ}\text{C}$; [27]

$$f = \frac{3,14 \cdot 0,128^2}{4} = 0,01286 \text{ м}^2$$

$$U_n = \frac{16790}{3600 \cdot 0,001286 \cdot 1} = 362,67 \text{ кг/м}^2\cdot\text{с}$$

$$Re = \frac{362,67 \cdot 0,128}{11,99 \cdot 10^{-6}} = 3871706,4$$

$$Pr = 3600 \cdot \frac{0,5609 \cdot 11,99 \cdot 10^{-6}}{33,05 \cdot 10^{-3}} = 0,7325$$

$$\alpha_n = 0,023 \cdot \frac{33,05 \cdot 10^{-3}}{0,128} \cdot 3871706,4^{0,8} \cdot 0,7325^{0,4} \cdot 1 \cdot 1,01 = 986,86 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{С}}$$

Коэффициент теплоотдачи при поперечном обтекании дымовыми газами пучка оребренных труб

При средней температуре дымовых газов $T_{cp} = \frac{190 - 178}{2} = 184 \text{ } ^\circ\text{С}$

- теплоемкость $C_{pm} = 0,2478 \text{ ккал/кг}^\circ\text{С}$;
- теплопроводность $\lambda_{\text{д.г.}} = 342,39 \cdot 10^{-4} \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч}^\circ\text{С}$;
- вязкость $z_{\text{д.г.}} = 23,08 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м} \cdot \text{с}$;
- плотность $\gamma_{\text{д.г.}} = \frac{1,232 \cdot 273}{184 + 273} = 0,7360 \text{ кг/м}^3$.

$$Pr = \frac{3600 \cdot 0,2478 \cdot 23,08 \cdot 10^{-6}}{342,39 \cdot 10^{-4}} = 0,6013$$

где $\sigma = \frac{S_1}{d} = \frac{0,305}{0,14} = 2,18$

$$w_n = \frac{406558,78}{3600 \cdot 0,7360 \cdot 56,92} = 2,70 \text{ м/с}$$

$$w' = 2,70 \cdot \frac{2,18}{2,18 - 1 - 2 \cdot \frac{0,0013 \cdot 0,019}{0,14 \cdot 0,0042}} = 5,37 \text{ м/с}$$

$$\alpha_k = 0,364 \cdot 342,39 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{0,6013 \cdot 5,37}{23,08 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,68} \cdot 0,6013^{0,33} \cdot 0,14^{-0,77} \cdot 0,0013^{0,3} \cdot 0,178^{0,15} = 15,89$$

Приведенный коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов в случае пучка оребренных труб

$$\psi = 0,85 \text{ [18]}$$

$$\beta_x = \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{з.н.}} = 0,0003 \text{ [18]}$$

При $\delta_1 = \delta_2 = \delta_p$, $\varepsilon_\Delta = 1$ [18]

При $\frac{d_p}{d} = \frac{0,178}{0,14} = 1,27$ и

$$\sqrt{\frac{\alpha_\kappa \cdot \psi}{\lambda_p \cdot 2 \cdot \delta_p}} \cdot (d_p - d) = \sqrt{\frac{15,89 \cdot 0,85}{46 \cdot 2 \cdot 0,0013}} \cdot (0,178 - 0,14) = 0,4, \quad E = 0,94$$

Здесь $\lambda_p = 46$ ккал/м·ч⁰С

$$X = \frac{1}{S_p} = 238$$

$$F_p = 3,14 \cdot 238 \cdot \left(2 \cdot \frac{0,178^2 - 0,14^2}{4} + 0,178 \cdot 0,0013 \right) = 4,6882 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$F_{mp} = 3,14 \cdot 0,14 \cdot (1 - 238 \cdot 0,0013) = 0,4395 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$F_n = 4,6882 + 0,395 = 5,1277 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$\alpha_{np} = \left[1 + \frac{4,6882}{5,1277} \cdot (0,94 \cdot 1 - 1) \right] \cdot \frac{0,85 \cdot 15,89}{1 + 0,0003 \cdot 0,85 \cdot 15,89} = 12,71 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \text{ч}^0 \text{С}}$$

Коэффициент теплопередачи

$$\left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{з.в} = 0,000256 \text{ м}^2 \text{ч}^0 \text{С}/\text{ккал}; [18]$$

$$\left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{mp} = \frac{0,006}{43} \text{ м}^2 \text{ч}^0 \text{С}/\text{ккал};$$

$$\left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_p = \frac{0,0013}{46} \text{ м}^2 \text{ч}^0 \text{С}/\text{ккал};$$

$$F_{cm} = \pi \cdot d = 3,14 \cdot 0,14 = 0,4396 \text{ м}^2/\text{м}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{986,86} + 0,000256 + \frac{0,006}{43} + \frac{0,0013}{46} + 0,0003 + \frac{0,43296}{5,1277} \cdot \frac{1}{12,71}} = 117,89 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \text{ч}^0 \text{С}}$$

Необходимая поверхность теплообмена

Рассчитываем по формуле (3.20):

$$F_n = \frac{1277886,9}{11789 \cdot 121} = 89,58 \text{ м}^2$$

Необходимое количество труб

Рассчитываем по формуле (4.23):

$$f_{эл} = \pi \cdot d \cdot l_{мп} = 3,14 \cdot 0,14 \cdot 15,545 = 6,8336 \text{ м}^2$$

$$N_{мп} = \frac{89,58}{6,8336} = 13 \text{ труб}$$

Фактически в данном змеевике 12 труб. Перерасчет не делаем.

Итак, температура дымовых газов после змеевика нагрева природного газа (топливного), т.е. перед дымососом будет $170 \div 180^{\circ}\text{C}$, что удовлетворяет начальным условиям.

2.7 Оценка экологической эффективности

Проектом реконструкции системы нагрева газовой смеси перед сероочисткой не изменяются принятая технология и основные параметры процессов производства, поэтому характеристики выпускаемой продукции, исходного сырья, вспомогательных материалов, энергетических средств и отходов сохраняются в соответствии с базовым проектом.

Претерпевают изменение только выбросы в атмосферу. Так исключается выброс в атмосферу дымовых газов из огневого подогревателя в количестве до $18000 \text{ нм}^3/\text{час}$, содержащие CO, SO₂, окислы азота.

Экономия расхода природного газа на сжигание. Реконструкция системы подогрева технологического газа перед сероочисткой не затрагивает расходные показатели базового проекта, кроме расхода природного газа, подаваемого на сжигание в огневой подогреватель, вспомогательный котел и горелки пароперегревателя трубчатой печи. Экономия природного газа на сжигание по проекту реконструкции обеспечивается исключением огневого подогревателя с учетом некоторого увеличения расхода природного газа на сжигание в горелках вспомогательного котла трубчатой печи.

Величина экономии природного газа по настоящему проекту зависит от производительности агрегата. В соответствии с техническим заданием экономия природного газа определена исходя из нагрузки по газовой смеси $37000\text{-}53000 \text{ нм}^3/\text{час}$ на агрегат. Расчетные показатели экономии природного газа на сжигание представлены в таблице 4.

Таблица 4 - Расчетные показатели экономии природного газа на сжигание

| Наименование | ГОСТ или ТУ | Един. Измерения | Экономия расхода |
|---|--------------------------|---------------------|------------------|
| Природный газ на сжигание (в пересчете на стандартную калорийность $Q=8000$ ккал/м ³), в т.ч.: -Экономия от исключения огневого подогревателя п.103 -Перерасход природного газа в горелках трубчатой печи п.107 | ГОСТ 5542-87 название | м ³ /час | 500-908* |
| | | м ³ /час | 830-1306* |
| | | м ³ /час | 330-398* |

*Расчет экономии расхода природного газа по проекту реконструкции выполнен на основе следующих данных:

-При сравнении с базой принято:

1. Температура дымового газа после огневого подогревателя для базы составляет 225°С.

2. Производительность по газовой смеси для базы составляет 37000-53000 нм³/час.

Мероприятия по экономии материальных и трудовых ресурсов

Проектом реконструкции системы нагрева газовой смеси предусмотрены мероприятия по экономии материальных и трудовых ресурсов, основным из которых является вывод из эксплуатации подогревателя с трубопроводной обвязкой, что обеспечивает:

-экономии природного газа на сжигание

-сокращение мест обслуживания и соответствующее снижение трудовых затрат на эксплуатацию и ремонтные работы

-уменьшение количества и температуры выбрасываемых в атмосферу дымовых газов

Мероприятия по уменьшению выбросов загрязняющих веществ в атмосферу

Постоянно в атмосферу выбрасываются дымовые газы после трубчатой печи, подогревателя природного газа, углекислый газ из отделения очистки, дымовые газы от дежурных горелок, аммиак от вентиляционных выбросов.

Наиболее вредными компонентами в выбрасываемых газах являются:

- аммиак;
- сернистый ангидрид;
- окислы азота;
- сероводород;
- оксид углерода.

Возможно общее уменьшение количества выбросов загрязняющих веществ в атмосферу от источников выбросов ОАО «Тольяттиазот» по сравнению с базовыми цифрами на 145,218 т/год.

Учет выбросов осуществляется по 50 наименованиям загрязняющих веществ, из которых 82,6% по объему выбросов приходятся на вещества IV класса опасности, 10,5% – III классу опасности, на долю I, II классов опасности приходится 6,9%.

Удельные выбросы загрязняющих веществ в 2013 году составили 2,0 кг/на тонну выпускаемой продукции.

Для снижения загрязнений воздушного бассейна проектом проводятся следующие мероприятия:

- все оборудование герметизировано;
- на трубопроводах с токсичными и взрывоопасными продуктами предусматривается арматура, отвечающая требованиям повышенной герметичности запорных и сальниковых устройств;
- количество фланцевых соединений максимально сокращено;
- сброс предохранительных клапанов направляется в закрытую

зону – на факел;

- продувка аппаратов и трубопроводов перед ремонтом производится азотом, сбросные газы от продувок направляются в факельную сеть;

- во всех производственных помещениях предусматривается постоянно действующая приточная вентиляция или механическая приточно-вытяжная вентиляция;

- диаметры и высота труб для сброса дымовых газов выбраны таким образом, чтобы количество вредных компонентов, выбрасываемых в атмосферу, не создавали в приземном слое воздуха концентрации вредных веществ, превышающих санитарные нормы после рассеивания.

В соответствии с требованиями закона об охране атмосферного воздуха проводится регулирование выбросов вредных веществ в атмосферу при неблагоприятных метеоусловиях (НМУ). На производстве аммиака имеются соответствующие планы организационно-технических мероприятий по снижению вредных выбросов в случае наступления НМУ. Отлажена система оповещения о наступлении НМУ и соответствующем ему режиме работы.

Экологический эффект проекта

Экономическая оценка ущерба от загрязнения окружающей среды предполагает денежную оценку негативных изменений в широком спектре последствий – ухудшению здоровья человека, вынужденного дышать загрязненным воздухом, пить воду, содержащую вредные примеси и есть продукты, «обогащенные» нитратами, изменением возможностей развития и воспитания личности вследствие исчезновения привычного ландшафта и природы.

Экономическая оценка ущерба от загрязнения окружающей природной среды складывается из следующих затрат: дополнительных затрат общества в связи с изменениями в окружающей природной среде, затрат на возвращение окружающей природной среды в прежнее состояние;

дополнительных затрат будущего общества в связи с безвозвратным изъятием части дефицитных ресурсов. При оценке ущерба окружающей природной среде учитываются затраты на восстановление окружающей среды; дополнительные затраты из-за изменения качества окружающей среды; затраты на компенсацию риска для здоровья людей; затраты на дополнительный природный ресурс для обезвреживания потока загрязнителей.

В данном бакалаврской работе в результате исключения из технологической схемы огневого подогревателя и монтажа дополнительного змеевика в печи производства аммиака удалось снизить выбросы загрязняющих веществ в атмосферу и снизить расход природного газа в объеме 1000 м³/час (таблица 5).

Таблица 5 - Данные снижения выбросов загрязняющих веществ

| Наименования загрязняющих веществ | Количество вещества(м ³ /ч) | |
|--------------------------------------|--|------------------------------|
| | до проведения мероприятий | После проведения мероприятия |
| диоксид азота | 2,0155 | 1,8323 |
| оксид азота | 15,1569 | 13,7793 |
| ангидрид сернистый | 0,00013 | 0,00011 |
| оксид углерода | 8,6291 | 7,8446 |
| метан | 0,8630 | 0,7845 |

Предотвращенный экологический ущерб

Предотвращенный экологический ущерб от загрязнения атмосферного воздуха представляет собой оценку в денежной форме возможных отрицательных последствий и выбросов загрязняющих веществ (материальные и финансовые потери и убытки, связанные с повышением заболеваемости населения, негативными последствиями загрязнения водных ресурсов и почв в результате атмосферных осадков, снижением урожайности сельскохозяйственных культур, снижением биопродуктивности природных комплексов и т.д., потери от снижения рекреационного потенциала

территорий и мест отдыха, другие потери, связанные с негативными материальными, социальными и экономическими процессами), которые в рассматриваемый период времени удалось избежать (предотвратить) в результате природоохранной деятельности.

Предотвращенный экологический ущерб от загрязнения атмосферного воздуха рассчитывается по формуле:

$$Y_{np}^a = Y_{y0}^a \cdot \sum_{k=1}^K M_{n.Kom}^a \cdot K_{\%}^a, \quad (65)$$

где Y_{y0}^a – показатель удельного ущерба атмосферному воздуху,

наносимого выбросом единицы приведенной массы загрязняющих веществ на конец отчетного периода времени для I-го экономического региона [13], руб./усл. т; (для Поволжского региона $Y_{y0}^a = 49,3$ руб./усл. т);

K – количество объектов либо количество установок для улавливания и обезвреживания вредных веществ из отходящих газов, а также других природоохранных мероприятий приведших к недопущению (ликвидации, снижению) попадания загрязняющих веществ в атмосферный воздух;

$K_{\%}^a$ – коэффициент экологической ситуации и экологической значимости состояния атмосферного воздуха территории в составе экономических районов России (для Самарской области $K_{\%}^a = 1,9$);

$M_{n.Kcm}^a$ – приведенная масса выбросов загрязняющих веществ от стационарных источников выбросов, не поступивших в атмосферный воздух с объекта в результате осуществления направления природоохранной деятельности в регионе в течение отчетного периода времени, усл. т;

$$M_{n.Kcm}^a = \sum_{i=1}^n m_i^a \cdot K_{\%i}^a, \quad (66)$$

где m_i^a – фактическая масса I-го загрязняющего вещества, не поступившего в атмосферный воздух от стационарных источников выброса в результате осуществления направления природоохранной деятельности в течение отчетного периода, т;

K_{zi}^a – коэффициент относительной экологической опасности I-го загрязняющего вещества;

N – количество учитываемых групп загрязняющих веществ.

$$m_i \text{ NO}_2 = 1,8323 \cdot 0 = 1,8323 \text{ т}$$

$$m_i \text{ NO} = 13,7793 \cdot 0 = 13,7793 \text{ т}$$

$$m_i \text{ SO}_2 = 0,00011 \cdot 0 = 0,00011 \text{ т}$$

$$m_i \text{ CO} = 7,8444 \cdot 0 = 7,8446 \text{ т}$$

$$m_i \text{ CH}_4 = 0,7845 \cdot 0 = 0,7845 \text{ т}$$

$$m_i \text{ бензол} = 0,903 \cdot 10^{-6} \cdot 0 = 0,903 \cdot 10^{-6} \text{ т}$$

Значения K_{zi}^a и $K_{эз}^a$ сведены в таблице 6.

Таблица 6 - Значения K_{zi}^a и $K_{эз}^a$ [13]

| Наименование загрязняющих веществ | K_{zi}^a | $K_{эз}^a$ |
|-----------------------------------|------------|------------|
| NO ₂ | 16,5 | 1,9 |
| NO | 16,5 | 1,9 |
| SO ₂ | 20,0 | 1,9 |
| CO | 0,4 | 1,9 |
| CH ₄ | 1,2 | 1,9 |
| Бензапирен | 12500 | 1,9 |

$$M_{нКст}^a = 1,8323 \cdot 16,5 + 13,7793 \cdot 16,5 + 0,00011 \cdot 20 + 7,8446 \cdot 0,4 + 0,7845 \cdot 1,2 + \\ + 0,903 \cdot 10^{-6} \cdot 12500 = 30,23295 + 227,35845 + 0,0022 + 3,13784 + 0,9414 + \\ + 0,0112875 = 261,684 \text{ ттон}$$

$$Y_{np}^a = 49,3 \cdot 261,684 \cdot 1,9 = 25802,04 \text{ тыс. руб.}$$

При этом плата за выброс диоксида азота уменьшится на:

$$1,8323 \text{ т} \cdot 52 \text{ руб./тн} \cdot 1,9 \cdot 1,2 = 217,23 \text{ руб./год};$$

Оксида азота на:

$$13,7793 \text{ т} \cdot 35 \text{ руб./тн} \cdot 1,9 \cdot 1,2 = 1099,58 \text{ руб./год};$$

Ангидрида сернистого на:

$$0,00011 \text{ т} \cdot 42 \text{ руб./тн} \cdot 1,9 \cdot 1,2 = 0,01 \text{ руб./год};$$

Углерода оксида на:

$$7,8446 \text{ т} \cdot 0,6 \text{ руб./тн} \cdot 1,9 \cdot 1,2 = 10,73 \text{ руб./год}$$

Метана на:

$$0,7845 \text{ т} \cdot 50 \text{ руб./тн} \cdot 1,9 \cdot 1,2 = 89,43 \text{ руб./год};$$

Бензапирена на:

$$0,903 \cdot 10^{-6} \text{ т} \cdot 2049801 \text{ руб./тн} \cdot 1,9 \cdot 1,2 = 4,22 \text{ руб./год};$$

Общее уменьшение платы за выброс загрязняющих веществ составит:
1421,2 руб./год.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Рассмотренные материалы позволяют сделать следующие выводы. Из всех существующих схем синтеза аммиака, наиболее применимой для дальнейшей модернизации является схема крупнотоннажного производства, высокого давления (1360 т/сутки).

Поставленные цели по сокращению выбросов загрязняющих веществ в атмосферу выполнены

Приведенные расчеты показывают, что выбранная конструкция змеевика обеспечит нагрев 55000 м³/час природного газа от 150 до 390⁰С. Перепад давления в змеевике составит – 0,21 кгс/см². при этом температура перед холодной секцией БТА печей должна быть – 820⁰С. Температура перед дымососами составит – 170÷180⁰С. Это в свою очередь полностью соответствует условиям проведения процесса

Данное мероприятие позволит упростить технологический процесс, снизить себестоимость продукции, снизить выброс загрязняющих веществ в количестве 24,24 т./год и уменьшить тепловое загрязнение окружающей среды, уменьшить плату за выброс загрязняющих веществ на 1421,2 руб./год и уменьшить расход природного газа в объеме 1000 м³/час.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Андреев Ф.А., Каргин С.И., Козлов Л.И., Приставко В.Ф. Технология связанного азота. М., Химия. 19876. – 500 с.
2. Арустамов Э.А., Колосапова Н.В., Прокопенко Н.А., Гусков Г.В. Безопасность жизнедеятельности. М.: Издательский центр «Академия» 2004. – 176 с.
3. Астафьева Л.С. Экологическая химия: учебник для студ. сред. проф. учеб. заведений/ Л.С. Астафьева. –М.: Издательский центр «Академия», 2006. -224с. ISBN 5-7695-27226
3. Балабеков О.С. Очистка газов в химической промышленности: учеб. для химико-технологических вузов/ О.С. Балабеков; худож. Е.В. Бекетов – М.: Химия, 1991. -256с. ISBN 5-7245-0661-0
4. Белов С.В., Девисилов В.А., Козьянов А.Ф. Безопасность жизнедеятельности / Под общ. ред. Белова С.В. – М.: Высшая школа. НМЦ СПО. 2000. – 343 с.
5. Белый, А. Звезда в химической галактике./ А. Белый; худож. Ю. Сопельняк. –М.: Захаров, 2001. -385с.
6. Бесков В.С. Общая химическая технология: учебник для вузов/ В.С. Бесков; худож. А.С. Скороход –М.: ИКЦ Академкнига, 2006. -452с., ил.
7. Быстрова, Г.Е. и др. Труды ГИАП. Вып.33, 1975. – 21 с.
8. Варгафтик. Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик - М.: Наука, 1972. - 370 с.
9. Ведерников М.М. Техника безопасности при производстве, хранении и транспортировании аммиака. М.: 1998. – 128 с.
10. Волков О.М., Чеботарев В.П. Пожарная безопасность и противопожарная техника. М.: Наука, 2003. с. 72-74.
11. Вукалович. М.П. Термодинамические свойства воды и водяного пара. Таблицы и диаграмма / М.П. Вукалович - М.: Машиностроение, 1967. – 367 с.
12. ГОСТ-6221-90 (СТ СЭВ 6380-88). Товарный вид аммиака.

13. Гуцин, А.Д. Каталитическая конверсия природного газа. – М.: “Химия”, 1970. – 232 с.
14. Демиденко, И.М. Катализаторы и процессы с их применением в азотной промышленности. – Горловка, 1998. – 183 с.
15. Инструкция по технике безопасности ОАО «Куйбышев Азот», 2006.
16. Инструкция по электро и пожаробезопасности ОАО «Куйбышев Азот», 2006.
17. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учеб. для химико-технологических вузов/ А.Г. Касаткин; худож. Н.В. Носов –М.: Химия, 1971. -784с.
18. Кузнецов Л.Д. Синтез аммиака: учеб. для вузов/ Дмитренко Л.М., Рабина П.Д., Соколинская Ю.А. и др.; Под ред. Л.Д. Кузнецова, -М.: Химия, 1982, -296с., ил.
19. Кузнецов. А.А. Расчет процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А.А. Кузнецов - М.: Химия, 1966. – 388 с.
20. Кутепов А.М. Общая химическая технология: учеб. для вузов/ А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г. Беренгартен. -3-е изд., перераб. –М.: ИКЦ «Академкнига», 2005. -528с. ISBN 5-94628-079-1
21. Лейбуш, А.Г. Производство технологического газа для синтеза аммиака и метанола из углеводородных газов. – М.: “Химия”, 1971. – 288 с.
22. Методика определения предотвращенного экологического ущерба: утв. Государственным Комитетом РФ по охране окружающей среды 30.11.99. – М., 1999. – 71 с.
23. Общая химическая технология и основы промышленной экологии/ В.И. Ксензенко, И.М. Кувшинников, В.С. Скоробогатов и др.; Под. ред. В.И. Ксензенко. -2-е изд., стер. –М.: Колосс, 2003. -328с. ISBN 5-9532-0088-9
24. Общая химическая технология: учеб. для химико-технологических вузов/ И.П. Мухленов, Д.А. Кузнецов, А.Я. Авербух; отв. ред. Т.П. Федорова. -2-е изд., перераб. и доп. –М.: Высшая школа, 1970. -600с., ил.227.

25. Орлов, Д.С. Экология и охрана биосферы при химическом загрязнении: учеб. пособие для хим., хим.-технол. и биол. спец. вузов/ Д.С. Орлов, Л.К. Садовникова, И.Н. Лозановская. –М.: Высш. шк., -2002. -334с., ил.

26. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учеб. пособие для химико-технологических специальностей высших учебных заведений/ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков; под. общ. ред. П.Г. Романкова; - Изд. 7-е, перераб. и доп. –Л.: Химия, 1970. -624с., рис. 225, табл. 145.

27. Постоянный технологический регламент №2а производства аммиака, цеха №11 на отечественном и частично импортом оборудовании АМ-70.

28. Производство аммиака: учеб. пособие для вузов/ В.П. Семенова, Г.Ф. Киселев, А.А. Орлов, Т.А. Семенова, В.И. Овчинников, В.М. Коновалов; отв. Ред. О.А. Черткова. М.: Химия, 1985. -368с., ил.

29. Протасов В.Ф. Экология, здоровье и охрана окружающей среды в России: учебное и справочное пособие/ В.Ф. Протасов. -2-е изд. –М.: Финансы и статистика, 2000. -672с., ил.

30. Протасов В.Ф. Экология, здоровье и охрана окружающей среды в России: учебное и справочное пособие/ В.Ф. Протасов; -2-е изд., перераб. и доп. –М.: Финансы и статистика, 2000. -672с. ISBN 5-279-02 194-6

31. Рабинович Е.З. Гидравлика: учеб. для химико-технологических вузов/ Е.З. Рабинович; худож. К. Вильнер –М.: Высшая школа, 1961. -408с.

32. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки / под ред. Е.Н. Судакова. - М.: Химия, 1979. – 266 с.

33. Расчеты химико-технологических процессов: учеб. пособие для вузов/ А.Ф. Туболкин., Е.С. Тумаркина [и др.]; отв. ред. И.П. Мухленова. -2-е изд., перераб. и доп. –Л.: Химия, 1982. -248с.

34. Регламент ОАО «Куйбышев Азот», «Технология производства аммиака фирмы «Ammonia Casale» 1996.

35. Родионов А.И. и др. Техника защиты окружающей среды: учебник для вузов/ Родионов А.И., Клушин В.Н., Торочешников Н.С., -2-е изд. перераб. и доп. –М.: Химия, 1989. -512с., ил. ISBN 5-7245-0195-3
36. Семенов В.П. Производство аммиака. – М.: “Химия”, 1985.
37. СНиП 23-01-99 «Строительная климатология». Госстрой России, ГУП ЦПП, Москва, 2000. - 167 с.
38. Справочник Азотчика: Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов. Очистка технологических газов. Синтез аммиака. -2-е изд., перераб., М.: Химия, 1986. 368с. ил.
39. Технологический регламент производства аммиака. 2004. – 638 с.
40. Трубчатые печи. Выпуск 5 / под ред. Ц.А. Бахшияна. - М.: Химия, 1996. - 94 с.
41. Чепурных Н.В. Экономика природопользования. М.: 2001. – 68 с.
42. Швеппе. Дж.Л., Торрикос, К.К. Расчеты конвективной секции из ребристых труб в трубчатых печах / Hydrocarbon Processing&Petroleum Refiner, m 43. №6, 1964. - 255 с.
43. Экономика и прогнозирование промышленного природопользования: Учебно-методическое пособие для студентов специальности «Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов» / Сост. Маликова Т.Ш., Туктарова И.О., Хабибуллин Р.Р. – Уфа: Уфимский государственный институт сервиса, 2005. – 52 с.
44. Пат. №7432222 (США)
45. Пат. № 1736928 (СССР)
46. Пат. № 1494967 (Россия)
47. <http://techlibrary.ru>
48. <http://engineering.ua/library>
49. <http://booktech.ru>
50. <http://edu.sernam.ru>