

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

Институт химии и инженерной экологии

(наименование института полностью)

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

(наименование кафедры)

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

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль))

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Совершенствование технологии использования продувочных
газов агрегата синтеза аммиака «Кемико» ПАО «Тольяттиазот»

Студент

В.В. Мощук

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой к.п.н., доцент М.В. Кравцова

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

(личная подпись)

« _____ » _____ 2018г.

Тольятти 2018

Аннотация

Цель бакалаврской работы - является увеличение доли переработки сырья и разработка технологии получения новых продуктов процесса синтеза аммиака.

В работе проанализирована технология крупнотоннажного синтеза аммиака, рассмотрены возможности ее оптимизации, предложены требуемые технические решения. Рассчитаны основные параметры аппаратов.

Бакалаврская работа состоит из введения, 8-и разделов, заключения, списка используемых источников - 62. Общий объем работы, без приложений 61 страница машинописного текста, в том числе таблиц - 12, рисунков – 3.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель работы. В основной части работы рассмотрены свойства аммиака, история эволюции взглядов на способы его промышленного производства, области его применения, оценено значение для мировой экономики, описана технология производства агрегата «Кемико», описаны предлагаемые технические решения и расчетным путем доказана их правильность. Также приведены расчеты материального и энергетического балансов, конструктивный и прочностной расчеты основного аппарата.

Содержание

Введение	4
1 Значение процесса синтеза аммиака для мировой истории	6
2 Анализ способов производства аммиака	9
3 Варианты аппаратного оформления процесса синтеза аммиака	13
4 Описание технологической схемы синтеза аммиака	23
4.1 Компрессия природного газа	23
4.2 Сероочистка природного газа	25
4.3 Конверсия метана (риформинг)	27
4.4 Конверсия окиси углерода с установкой разгонки газового конденсата	29
4.5 Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода	31
4.6 Метанирование	32
4.7 Компрессия азото-водородной смеси	33
4.8 Синтез	34
5 Утилизация продувочных газов колонны синтеза аммиака	38
6 Краткое описание технологии мембранного разделения Монсанто	43
7 Описание оптимизированного процесса	44
8 Расчет метанатора	45
8.1 Материальный баланс метанатора	45
8.2 Энергетический баланс метанатора	46
8.3 Конструктивный расчет реактора	46
8.4 Прочностной расчет метанатора	47
Заключение	52
Список используемых источников	53

Введение

Аммиак является одним из основных продуктов крупнотоннажной химии, объемы его производства в мировом масштабе измеряются десятками миллионов тонн в год. Диапазон его применения достаточно широк. Аммиак используется в качестве сырья для процессов неорганического и органического синтеза, в производстве красителей, взрывчатых веществ. Благодаря сочетанию своих теплофизических свойств является хорошим хладагентом. Находит свое применение в медицине.

История производства аммиака в России начинается в 1928 году. В Дзержинске на Чернореченском химическом комбинате был запущен первый агрегат получения синтетического аммиака.

Процесс синтеза аммиака очень важен для мировой экономики. Но с технологической точки зрения несовершенен. Высокая энергоемкость и металлоемкость дают предпосылки для постоянного улучшения технологии производства синтетического аммиака. Основными направлениями модернизации являются сокращения количества отходов, образующихся в технологическом цикле, сокращение энергетических затрат, увеличение производительности каталитических систем. Также разрабатываются схемы совместных производств с другими важными продуктами, например: метанол, карбамид. Объединение производств различных продуктов в один технологический цикл позволяет значительно повысить уровень ресурсо-энергосбережения.

Все существующие производства основаны на прямом взаимодействии азота и водорода. Азот используется атмосферный и каких-либо технологических проблем его получение не составляет. Водород чаще всего получается из углеводородного сырья различного происхождения. Процесс получения водорода является крайне энерго- и ресурсозатратным. Капиталовложения на его организацию в среднем составляют до 70% от

общих затрат на строительство.

Наиболее предпочтительным сырьем для получения водорода является природный газ. Хотя принципиально возможно использование нефтяного попутного газа, различных фракций переработки нефти, уголь, биогаз, горючие сланцы и т.д. Но использование этих источников менее выгодно с экономической точки зрения. В состав природного газа помимо метана входят также различные примеси. К ним относятся более тяжелые углеводороды, азот, углекислый газ, благородные газы, сероводород.

Технология получения водорода включает очистку сырья от соединений серы, так как она является контактным ядом для большинства катализаторов, риформинга углеводородного сырья и удаления окислов углерода из полученного синтез-газа.

Технология синтеза аммиака достаточно сложна, включает в себя большое количество единиц оборудования, использует большой спектр ресурсов. В этом и кроется ее потенциал научно обоснованного совершенствования.

Целью данной работы является увеличение доли переработки сырья и разработка технологии получения новых продуктов процесса синтеза аммиака.

Поставленная цель достигается за счет решения следующих задач:

1. Внедрение в технологическую схему установки мембранного разделения для переработки продувочных газов на фракции
2. Направление части продувочных газов на стадию вторичного риформинга
3. Установка метанатора для вовлечения в процесс дополнительного углекислого газа со стадии очистки

1 Значение процесса синтеза аммиака для мировой истории

В конце 18 века встала острая проблема нехватки пахотных площадей для обеспечения продовольствием растущего населения стран Западной Европы. Активно начали проводиться исследования в области повышения продуктивности сельскохозяйственных площадей. Был введен новый принцип севооборота, разработанный Шубартом. Суть заключалась в чередовании посевов различных культур на одних площадях в разное время. Таким образом, удалось уберечь значительные объемы пашни от истощения. Начала развиваться теория внесения органических удобрений. На рубеже 18-19 вв. Альбрехт Тайер окончательно утвердил метод рациональной эксплуатации сельскохозяйственных угодий. Основную лепту в теорию обмена веществ растений внес немецкий ученый Ю. Либих. В 1840 он опубликовал быстро набравший популярность труд «Органическая химия в приложении к сельскому хозяйству и физиологии»

«Многолетние исследования состава почвы и выращиваемых сельскохозяйственных культур привели Ю. Либиха к выводу о том, что растения поглощают неорганические вещества: CO_2 , NH_3 , H_2O , соли фосфорной, серной и кремниевой кислот, Ca, Mg, K и Fe. Одновременно он убедился, что с каждым собранным урожаем запас этих веществ в пахотной земле неизменно истощается. Внесение в почву только одних органических удобрений не способно в полной мере компенсировать эти потери. Поэтому для предотвращения неурожаев и массового голода Ю. Либих предложил регулярно вносить в почву специально полученные на химических заводах минеральные удобрения» [8].

Таким образом, начиная с 70-х годов 19 столетия, искусственные минеральные удобрения получили всеобщее признание и стали все чаще использоваться в земледелии. К концу 80-х годов их производство превратилось в самостоятельную отрасль химической промышленности.

Первоначально в качестве азотных удобрений использовали соли аммония и нитраты. Аммиак получали при производстве светильного газа, а большие запасы природного нитрата натрия (чилийская селитра) имелись в Южной Америке. Однако быстро растущий спрос на азотные удобрения стимулировал ученых-химиков в их поисках способов получения соединений на основе громадных запасов атмосферного азота. В 1903 г. в Норвегии был построен завод, на котором при действии электрической дуги при 400 °С из атмосферного N₂ получали NO, а затем азотную кислоту. Широкого практического распространения этот метод не получил, поскольку для его реализации требовалось большое количество дорогой электроэнергии. Еще один альтернативный способ получения другого соединения азота - NH₃ - был разработан в Германии. Он был основан на том, что при температуре 1000-1100°С атмосферный азот реагировал с карбидом кальция с образованием углерода и цианамида CaCN₂, при гидролизе которого выделялся аммиак.

В 1903 г. Фриц Габер приступил к проведению исследований, нацеленных на разработку промышленного метода синтеза аммиака. Опираясь на достижения химической кинетики и учения о катализе, немецкий ученый, прежде всего, хотел выяснить такие условия обратимой реакции взаимодействия атмосферного N₂ с H₂, которые были бы наиболее благоприятны для образования NH₃. В качестве катализаторов Ф. Габер использовал Pt фольгу, высокодисперсное Fe и Mn. Исследования Ф. Габера заинтересовали генерального директора концерна BASF Г. Брунка, который согласился финансировать дальнейшие исследования и в помощь выделил квалифицированного химика-технолога Карла Боша.

«В 1911 г. была сдана в эксплуатацию первая небольшая опытная установка для синтеза аммиака. Когда после некоторых усовершенствований процесса практический выход NH₃ увеличился, концерн BASF построил в г. Оппау первый опытный завод. В конце 1915 г. этот завод производил до 10 т аммиака ежедневно» [8].

Благодаря производству минеральных удобрений можно было предотвращать неурожаи, вызываемые истощением почв. Однако промышленный способ синтеза аммиака принес человечеству не только блага, но и неисчислимые беды и страдания. Правительства кайзеровской Германии и Австро-Венгрии использовали новый технологический процесс при производстве селитры, пороха и взрывчатых веществ во время Первой мировой войны. Именно метод Габера - Боша обеспечил армии этих стран боеприпасами для ведения интенсивных боевых действий одновременно на двух фронтах. Развитие технологии синтеза аммиака сыграло важную роль в развитии человечества, и оказало огромное влияние не только на химическую технологию, но и на многие другие области хозяйственной деятельности.

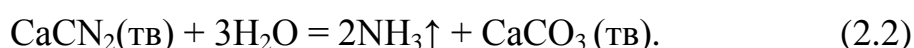
2 Анализ способов производства аммиака

Исторически реализовано несколько вариантов технологии связанного азота. Одним из них является электродуговой метод. При помощи электрической дуги из воздуха синтезируется монооксид азота, является полупродуктом для последующего синтеза азотсодержащих соединений различного строения. Реакция протекает по следующему уравнению:



Температура в зоне реакции составляет 3000°C. Данный метод крайне энергозатратен. Так для получения 1 тонны оксида азот необходимо затратить 60-70 МВт электрической энергии. Поэтому данный метод не получил распространения.

Первым промышленным способом синтеза аммиака является цианамидный способ. Суть метода заключается в проведении нескольких последовательных превращений. Сначала проводят реакцию получения карбида кальция из извести и углерода. Далее из карбида кальция получают цианамид кальция путем нагревания в азотной атмосфере. Полученный цианамид разлагают водой по следующей реакции:



Процесс достаточно сложный, связан обращением веществ в трех фазовых состояниях: твердом, жидком, газообразном. Также энергетические затраты достаточно велики. В настоящее время данная технология используется незначительно

Наиболее распространен на современном этапе аммиачный процесс связывания азота. Он заключается в прямом каталитическом синтезе аммиака из азота и водорода по следующей реакции:



Данный метод наиболее эффективен энергетической точки зрения по сравнению с описанными выше методами. Для его осуществления необходим

источник водорода, которым может служить как ископаемое сырье, так и вода, и биогаз. Для сравнения расход электроэнергии на 1 тонну аммиака не превышает 4МВт на тонну. Основная масса крупнотоннажных производств в мире функционирует по данной технологии.

В начале двадцатого века был разработан процесс получения аммиака из бокситов, то есть сырья неорганической природы. Были введены в строй промышленные установки. Но по причинам экономической природы производства по этой технологии не функционируют в настоящее время.

В настоящее время для синтеза аммиака используется азотводородная смесь. Аппаратурное оформление процесса определяется в основном источником водорода. Существует несколько основных вариантов получения синтез-газа, то есть смеси водорода и оксидов углерода:

- использование технологических водородсодержащих газов;
- газификация твердых углеводородов;
- риформинг природного газа.

Водород полученный по одной из этих технологий, очищается от нежелательных примесей и смешивается с азотом, полученным из атмосферного воздуха. К нежелательным примесям относятся окислы углерода и сернистые соединения. Они являются контактными ядами для катализаторов синтеза. Часть примесей, непрореагировавшие углеводороды, благородные газы являются инертными для катализатора синтеза и не удаляются, хотя и не используются в производственном процессе. Для очистки от примесей используются абсорбционные, адсорбционные и химические процессы. К ним относятся:

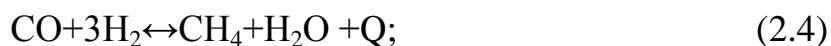
- каталитическое гидрирование сернистых соединений;
- хемосорбция сероводорода;
- каталитическая конверсия оксида углерода;
- абсорбция диоксида углерода;
- метанирование;
- промывка жидким аммиаком.

Абсорбционная очистка от диоксида углерода может быть реализована двумя способами:

- абсорбция растворами различных этаноламинов (МЭА, МДЭА);
- абсорбция водным раствором поташа (карбоната калия).

Иногда в схему включается промывка жидким азотом для очистки от окислов углерода на финальном этапе. Окончательная «тонкая» очистка от СО и СО₂ осуществляется путем каталитического метанирования. Этот процесс обеспечивает гарантированное полное отсутствие оксидов углерода в азото-водородной смеси. Условия течения процесса: температура 250-300°С, давление порядка 3МПа, катализатор используется никельосновный.

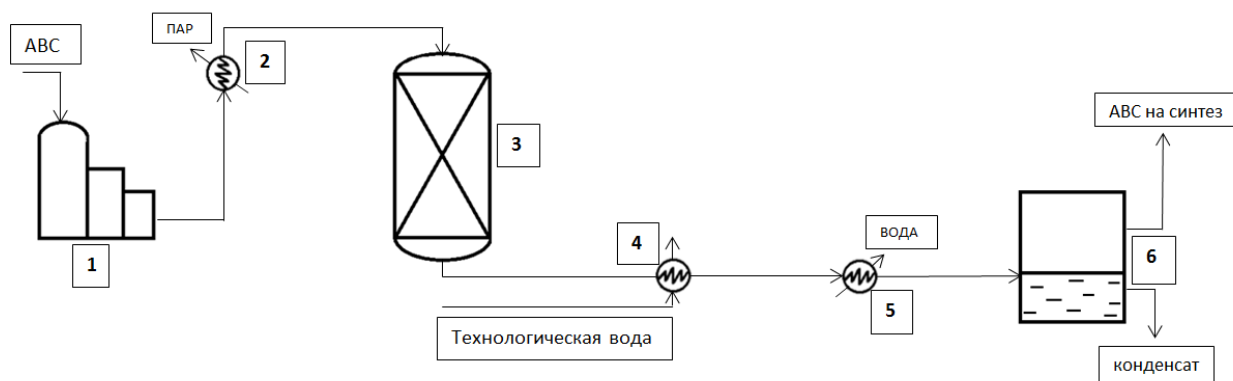
На катализаторе протекают следующие реакции:



Тепловой эффект велик. Но так как содержание примесей при нормальном течении процесса на предыдущих стадиях минимально. Рост температуры смеси небольшой. Резкое повышение температуры смеси после метанатора может служить показателем нарушения норм технологического режима на стадии очистки от СО₂. Метан, полученный по реакции итак присутствует в синтез-газе и не оказывает критического влияние на процесс синтеза аммиака. Вода удаляется при последующем охлаждении и конденсации в теплообменном оборудовании. Принципиальная схема процесса метанирования приведена на рисунке 1.

Азото-водородная смесь, содержащая инерты не являющиеся контактными ядами, направляется в колонну синтеза аммиака, где проходит реакция:





1—компрессор синтез-газа, 2—подогреватель, 3—метанатор,
4—рекуператор, 5—конденсатор, 6—сепаратор воды.

Рисунок 1- Схема установки метанирования производства синтеза аммиака

На скорость процесса синтеза влияет давление. температура и объемная скорость газовой смеси в реакторе и используемая каталитическая система. Повышенное давление и температуры способствуют смещению равновесия вправо. Агрегаты синтеза аммиака разделяют по давлению в контуре синтеза:

- с низким давлением (до 20МПа);
- с средним давлением (до 50 МПа);
- с высоким давлением (до 100МПа).

Наиболее распространены агрегаты среднего давления. При этих условиях обеспечивается высокая производительность процесса и благоприятные условия для конденсации продуктового аммиака.

Основным аппаратом установки синтеза аммиака является реактор. По конструкции он представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа. Внутри корпуса колонны расположены каталитические полки. Различные типы конструкции обусловлены вариантами организации подачи газовой смеси на поверхность катализатора. Часто в конструкцию колонны встраивается теплообменное оборудование для съема тепла реакции. В процессе утилизации тепла получается водяной пар среднего давления, который используется для привода динамического оборудования и в качестве теплоносителя.

3 Варианты аппаратного оформления процесса синтеза аммиака

Процесс синтеза аммиака на современных катализаторах осуществляется по циркуляционной схеме, при этом объем циркулирующего газа в 3—5 раз превышает объем конвертируемого, что приводит к значительным гидравлическим потерям в цикле синтеза. Большая часть потерь обычно приходится на реактор синтеза. Высокое гидравлическое сопротивление вызывает повышенный расход энергии на циркуляцию, а также уменьшает надежность работы аппарата за счет большей вероятности образования внутренних неконтролируемых байпасов.

Конструкторы Кравопольского машиностроительного завода объединения ХЭПОС (ЧССР) [1] разработали и внедрили реактор диаметром 2800 мм, высотой 8300 мм ($H/D < 3$) со сферическим днищем. Корпус изготовлен из высокопрочного листа ($\delta = 190$ мм), удельный расход металла в этом случае минимален ($\sim 2.9 \text{ т/м}^3$) при рабочем давлении 325 кгс/см^2 .

Известны также шаровые корпуса высокого давления.

Деление катализаторной коробки на зоны и соответственно газового потока на параллельные потоки [2, 3] позволяет значительно снизить гидравлическое сопротивление, используя традиционные конструкции реакторов (трубчатые или полочные), при этом, однако, в некоторой степени усложняются конструкции насадок. Необходимо следить, чтобы расход газа между слоями был равномерным. С этой целью иногда вводят специальное регулирующее устройство. Разделение потока на две части позволяет уменьшить в два раза линейные скорости и длину пути газового потока через слой катализатора, в результате чего гидравлическое сопротивление в зоне катализа уменьшается почти в восемь раз.

В повышении технико-экономического уровня технологических процессов химической промышленности все большее значение приобретает модернизация, направленная на более полное использование действующего

оборудования и сокращение энергоматериальных затрат [20].

Анализ работ по совершенствованию колонн синтеза аммиака показал, что на протяжении последних лет основные изменения вносились лишь в конструкцию каталитических коробок. В 60-е годы для тоннажных агрегатов началась разработка комбинированных полочных насадок с полками трубчато-радиального и адиабатического радиального типов, имуществам этих аппаратов по сравнению с аксиальными и радиальными насадками относят [30]: более высокую устойчивость функционирования, длительный срок эксплуатации катализатора, пониженное гидравлическое сопротивление, лучший температурный режим, возможность применения, как мелкозернистого слоя, так и блочных форм катализатора. Вместе с тем авто термические теплообменники на протяжении многих лет оставались аппаратами трубчатой конструкции с низкими коэффициентами теплопередачи [$300\text{—}600 \text{ Вт/м}^2 \text{ град}$], малой компактностью (удельная поверхность контакта $60\text{—}70 \text{ м}^2 \text{ м}^3$), высокой металлоемкостью ($25\text{—}30 \text{ кг/м}^2$ поверхности теплообмена) и использованием остродефицитных труб. Такое теплообменное оборудование занимает значительный объем в корпусах высокого давления и обычно не обеспечивает стабильную высокопроизводительную работу колонн синтеза в авто термическом режиме на протяжении всего регламентного срока эксплуатации катализатора.

Возможность совершенствования агрегатов синтеза аммиака и улучшения их технико-экономических показателей создает широкое применение пластинчатых теплообменных аппаратов (ПТА), которые имеют высокие коэффициенты теплопередачи [$12500\text{—}3500 \text{ Вт/м}^2 \text{ град}$], повышенную компактность ($100\text{—}114 \text{ м}^2 / \text{м}^3$) и низкий расход металла ($14\text{—}17 \text{ кг}$ на единицу поверхности теплообмена, изготавливаемой из листовой стали). Тепловые и гидравлические характеристики этих аппаратов, а также принципы создания их оптимальных конструкций изложены в работе [31]. Благодаря высокой тепловой эффективности и компактности ПТА объем, занимаемый теплообменным оборудованием в насадке колонны синтеза,

может быть уменьшен на 25—30% и использован при изменении конструкции реактора для увеличения массы загружаемого катализатора.

В связи с этим открылась перспектива комплексной модернизации колонн синтеза аммиака путем одновременной замены трубчатых автотермических теплообменников на пластинчатые аппараты и трубчатых реакторов аксиального типа на более совершенные аксиально-радиальные конструкции катализаторных коробок. Такая модернизированная насадка была разработана «УкрНИИхиммашем», Харьковским политехническим институтом и Чирчикским филиалом ГИАП, изготовлена заводом «Павлоградхиммаш» и установлена на одном из предприятий азотной промышленности в колонне синтеза аммиака. Как показали промышленные испытания, комплексный подход к модернизации колонн синтеза аммиака позволяет существенно улучшить большое число технологических и конструктивных параметров, абсолютных и удельных показателей, что дает возможность рекомендовать такие насадки к серийному производству.

В ходе создания модернизированных колонн синтеза (МКС) аммиака с пластинчатым теплообменником был выполнен комплекс научно-исследовательских и проектно-конструкторских работ. Для принятия научно обоснованных проектных решений осуществлено системное исследование МКС на базе теоретических закономерностей процессов в реакторе и теплообменнике

Наиболее эффективными конструкциями реакторов синтеза аммиака являются аппараты радиального типа, позволяющие снизить гидравлическое сопротивление агрегата и повысить его производительность [42]. Однако, эти конструкции и технология их изготовления достаточно сложны. Использование катализатора, сформированного в блоки, позволяет упростить данные аппараты, повысить объем их загрузки, исключить усадку и истирание катализатора, сократить металлозатраты на изготовление. Блоки, одновременно с выполнением функции катализатора процесса, являются конструктивными элементами насадки реактора [43].

Блок катализатора — это пористый, полый внутри цилиндр, приготовленный из катализатора синтеза аммиака любой марки. Его готовят путем смешения мелкозернистого катализатора фракции 1—3 мм, являющегося отходом производства, с клеевой композицией на основе алюминатов щелочных металлов. Полученную катализаторную массу формируют в блоки любых требуемых габаритов и подвергают термообработке по заданному режиму. Конструкция блоков предусматривает наличие в их верхнем торце съемных рым-болтов, служащих для извлечения блоков из формы, монтажа и демонтажа их в реакторе. Там же имеется кольцевой выступ, а в нижнем торце ответная ему впадина, препятствующие «проскоку» реакционного газа мимо слоя катализатора в процессе его работы в реакторе.

Проведенные исследования показали, что блоки по своей активности соответствуют активности исходному зернистому катализатору, из которого они приготовлены [44]. Их механическая прочность составляет 5.0—5.2 Мпа, что в 6—8 раз превышает расчетные значения максимальных нагрузок, приходящихся на нижний блок в реакторе крупнотоннажного агрегата [45]. Блоки не отличаются значениями коэффициентов линейного термического расширения от зернистого катализатора [46]. Их эффективная теплопроводность 20—25% выше, чем у того же по объему слоя зернистого катализатора [47]. Режим восстановления блоков соответствует режимам известных марок исходных зернистых катализаторов [48]. Гидравлическое сопротивление блоков зависит от количества, введенного в их состав минерального связующего и мало отличается, при оптимальном его содержании, от сопротивления того же по объему и фракционному составу слоя зернистого катализатора [15].

В Государственном институте азотной промышленности (ГИАП) разработаны различные конструкции насадок радиального типа с применением блоков катализатора, предназначенные как для модернизации действующих агрегатов малой и средней мощности, так и для

проектируемых крупнотоннажных производств.

Так, в Невинномысском ПО «Азот» на действующем агрегате аммиака мощностью 160 т/сут с реактором диаметром 850 мм и высотой 14000 мм испытаны два типа конструкций радиальных насадок на основе блоков катализатора. Насадки проектировались таким образом, чтобы максимально использовать детали существующей конструкции аксиального типа: теплообменник, центральную трубу с электроподогревателем, корпус реактора и т. п. Это имеет существенное значение при реконструкции действующих агрегатов.

Первая конструкция состоит из двух адиабатических радиальных полок, набранных из блоков катализатора размером диаметра 690—260 мм, Н=500 мм. Она предназначена для работы в схемах агрегатов, технологический газ которых не содержит кислородосодержащих ядов и других вредных примесей (например, с очисткой жидким азотом).

Ход газа в реакторе с РНКСА—БК осуществляется следующим образом. Основной поток газовой смеси поступает через верхний штуцер аппарата, проходит вниз по кольцевой щели, образованной корпусом насадки и реактора, охлаждая его, а затем попадает в межтрубное пространство теплообменника. Здесь газовая смесь нагревается до температуры начала реакции синтеза и по центральной трубе, минуя электроподогреватель, направляется на верхнюю полку катализаторной коробки. Температура входящего в насадку газа регулируется с помощью байпасного потока, подаваемого по вводу. Далее газовая смесь проходит последовательно в радиальном направлении верхнюю полку (от центра к периферии), а затем нижнюю полку (от периферии к центру). Температура газовой смеси на входе в нижнюю полку регулируется с помощью байпасного потока, подаваемого по вводу. Выйдя из катализаторной зоны прореагировавший газ, попадает в трубки теплообменника, где отдает свое тепло прямому потоку газа, а затем выводится из реактора через нижний штуцер и поступает в систему конденсации аммиака агрегата синтеза. Замет

температур в катализаторной зоне осуществляется с помощью кабельных термопар марки КТМСЭ—2ХА, вводимых в реактор через термопарную головку. Горячие концы термокабелей расположены в теле блоков, а также в точках входа и выхода газовой смеси в катализаторную коробку насадки.

Блоки катализатора на полках насадки установлены один на другом. Для обеспечения надежности работы стыковочных узлов между ними, блоки при монтаже скрепляются специальной массой, исключающей “проскок” газовой смеси. Для равномерного распределения газового потока по высоте насадки реактора, по внутреннему и наружному периметрам блоков установлены панели газораспределительных перфорированных решеток с переменным по высоте коэффициентом живого сечения, который рассчитывается исходя из конкретных геометрических размеров насадки реактора по методике, предложенной в работе И. И. Подольского [17].

Проведенные с помощью ЭВМ расчеты технологических режимов работы реактора РНКСА—БК показали, что данная конструкция позволяет эксплуатировать его при нагрузках по циркуляционному газу 150 тыс. нм³/ч, вместо 96 тыс. нм³/ч как это было для ранее используемой аксиальной насадки с двойными противоточными трубками Фильда. При этом производительность агрегата может быть увеличена до 215 т/сутки. Промышленные испытания данной конструкции подтвердили правильность проведенных расчетов и полученных экспериментальных данных. Согласно программе испытаний, в реактор с тыс. нм³/ч подавали газ от двух циркуляционных компрессоров, что позволяла обеспечить коллекторная схема цеха. При этом нагрузка по газу составила 130 тыс. нм³/ч. Полученные данные представлены в таблице 1 [13].

Таблица 1 – Сравнительная характеристика работы реактора

Параметры работы реактора	Тип применяемой насадки	
	Аксиальная с трубками Фильда	Радиальная с блоками РНКСА—БК
Рабочее давление, МПа	29.0	28.0
Расход циркуляционного газа, $\text{нм}^3/\text{ч}$	96000	130000
Содержание аммиака на входе (выходе) реактора, % об.	3.5 (13.4)	1.9 (11.6)
Температура газа на входе (выходе) реактора, °С	46 (190)	37 (172)
Диаметр зерна катализатора, мм	5-7	1-3
Перепад давления по реактору, МПа	1.1	0.4
Производительность, т/сутки	160	196—205

Анализ работы реактора РНКСА—БК в течение года показал, что конструкция обеспечивает устойчивость и надежность работы агрегата. После замены аксиальной насадки на радиальную с блоками сопротивление аппарата снизилось с 0.1 до 0.2 МПа (при $Q_{ц.г.} = 96 \text{ тыс. нм}^3/\text{ч}$). Гидравлическое сопротивление слоя блоков в области указанных нагрузок составляло 0.02—0.025 МПа. Осмотр блоков показал, что в процессе эксплуатации они не претерпели никаких физических изменений. Активность выгруженных образцов соответствовала активности зернистого катализатора марки СА—1 при том же сроке эксплуатации.

Вторая конструкция насадки, прошедшая промышленную проверку в НПО “Азот”, комбинированная аксиально—радиальная (КАРНКСА—БК). Она состоит из двух полок: верхней—аксиальной с двойными противоточными трубками Фильда и нижней—радиальной, состоящей из блоков катализатора. Данная насадка предназначена для работы в схемах агрегатов, технологический газ которых содержит яды и инертные примеси

(например, с медно-аммиачной очисткой).

Ход газа в реакторе с КАРНКСА—БК осуществляется следующим образом. Основной поток газовой смеси поступает в реактор через верхний штуцер, проходит по кольцевой щели между корпусом реактора и насадки, охлаждая его, а затем попадает в межтрубное пространство теплообменника, где нагревается до температуры начала реакции синтеза. Далее он по центральной трубе, минуя электроподогреватель, поступает на верхнюю полку катализаторной коробки насадки, где проходит сначала внутренние, затем наружные трубки Фильда и поступает на катализатор, который проходит в аксиальном направлении сверху вниз. Частично прореагировавший газ выходит из верхней полки и поступает в нижнюю радиальную полку, которую проходит от периферии к центру. Температура газовой смеси на входе в нижнюю полку регулируется с помощью байпасного потока, подаваемого по вводу. Прореагировавший газ проходит по трубкам теплообменника, отдавая свое тепло газу прямого потока, и выводится из реактора через нижний штуцер, поступая в систему конденсации аммиака агрегата.

Верхняя полка реактора с КАРНКСА—БК загружена дробленым катализатором СА—1 фракции 5—7 и 7—10 мм в количестве 1.23 м³, а нижняя полка блоками размером диаметра 690—260 мм, Н=1000 мм в количестве 1.44 м³ (4 штуки). Замер температур в слое катализатора также осуществляется с помощью кабельных термопар, ввод которых в реактор осуществляли с помощью термопарной головки.

Согласно проведенным на ЭВМ расчетам данный тип насадки может обеспечить работу реактора при нагрузках по циркуляционному газу до 130 тыс. нм³/ч. При этом производительность агрегата может быть увеличена от 160 до 200 т/сутки, а сопротивление не превысит 0.45 МПа. При номинальной для данного агрегата нагрузке (96 тыс. нм³/ч) производительность его может быть увеличена до 218 т/сутки, а сопротивление реактора не превысит 0.3 МПа.

Длительная эксплуатация реактора КАРНКСА—БК в НПО «Азот» показала надежность и устойчивость работы данной конструкции. При этом гидравлическое сопротивление реактора не превышало 0.4 МПа.

Опыт эксплуатации реакторов с блоками катализатора показал, что последние обладают высокой активностью и механической прочностью, имеют низкое гидравлическое сопротивление, надежны в эксплуатации. Это позволило перейти к разработке конструкций насадок радиального типа на основе блоков, предназначенных для реконструкции реакторов крупнотоннажных агрегатов.

Агрегат мощностью 600 т/сутки (воспроизводство фирмы «Энса») с насадкой радиального типа со встроенными теплообменными поверхностями. Конструкция насадки выполнена в виде пяти полок—зон, состоящих из блоков катализатора. В центре насадки вдоль ее вертикальной оси расположено три трубчатых теплообменника. Насадка состоит из трех секций и загружается, а корпус реактора посекционно, скрепляясь при помощи фланцевых соединений. Ход газа осуществляется следующим образом.

Газ поступает в реактор через верхний штуцер. Проходит по кольцевой щели вниз между корпусом реактора и насадки, далее проходит в трубки теплообменников, которые проходит поочередно, поднимаясь вверх вдоль оси реактора. Выйдя из трубок верхнего теплообменника, нагретый до температуры начала реакции газ проходит по кольцевой щели между трубой электроподогревателя и внутренним кожухом теплообменника и направляется от периферии к центру. Выйдя из тела блоков, газ попадает в кольцевую щель, образованную их внутренней боковой поверхностью и внешней обечайкой теплообменника, поднимается вверх и отдает свое тепло поступающему в насадку газу, проходя по межтрубному пространству теплообменника. Далее газ поднимается по кольцевой щели между внешней обечайкой верхнего теплообменника и внутренней боковой поверхностью блоков второй полки—зоны, которые проходит в радиальном направлении от

центра к периферии. Выйдя из них, газ направляется в третью катализаторную полку—зону. Пройдя подобным образом остальные полки—зоны, и выйдя из межтрубного пространства нижнего теплообменника, прореагировавший синтез—газ выводится из реактора через нижний штуцер и поступает в конденсационную систему агрегата. Данная конструкция способна автономно регулировать свой температурный режим, однако, для более тонкого регулирования в ней предусмотрено наличие трех байпасных вводов.

4 Описание технологической схемы синтеза аммиака

Технологический процесс производства аммиака в общем виде можно представить 8-ю стадиями: компрессия природного газа, сероочистка природного газа, конверсия метана, конверсия окиси углерода с установкой разгонки газового конденсата, очистка конвертированного газа от двуокиси углерода, метанирование, компрессия азото-водородной смеси и синтез.

4.1 Компрессия природного газа

Исходным сырьем для производства аммиака является природный газ, поступающий из сети под давлением 0,7 - 1,7 МПа (7 - 17 кгс/см²) с температурой до 35 °С. Содержание сернистых соединений в природном газе составляет до 80 мг/нм³ (в пересчете на серу).

На входе природного газа из сети установлена электродвигатель с дистанционным управлением из центрального управления (ЦПУ) и анализная точка.

Перед поступлением на компрессор природный газ проходит сепаратор (поз. G - 115), где из него выделяется газовый конденсат, содержащий жидкие углеводороды. В сепараторе автоматически поддерживается постоянный уровень, сбросом жидких углеводородов в дегазатор (поз. G - 112). Сигнализация максимального и минимального уровней в сепараторе вынесены в ЦПУ.

Жидкие углеводороды, отделившиеся из природного газа в сепараторе (поз. G - 115) подогреваются в подогревателе жидких углеводородов (поз. E - 118) до 35 °С.

Температура жидких углеводородов поддерживается автоматически регулирующим клапаном подачи пара давлением 0,35 - 0,4 МПа (3,5 - 4,0 кгс/см²) и температурой не ниже 148 °С в подогреватель (поз. E - 118).

Образовавшаяся смесь газа из неиспарившихся жидких углеводородов

направляется в дегазатор (поз. G - 112), куда также подается конденсат из сепаратора (поз. G - 111) перед компрессором природного газа (поз. К - 102) и из межступенчатого сепаратора (поз. G - 110) компрессора природного газа.

В дегазаторе предусмотрено понижение давления до 0,06 МПа (0,6 кгс/см²), в результате чего выделяются растворенные газообразные углеводороды и направляются на сжигание в факельную установку.

Давление не более 0,06 МПа (0,6 кгс/см²) поддерживается в дегазаторе автоматическим регулятором сбросом газообразных углеводородов на факельную установку.

Жидкие углеводороды из дегазатора направляются в сборник жидких углеводородов, откуда периодически подаются насосами в специальные горелки вспомогательных котлов.

Постоянный уровень жидких углеводородов в дегазаторе поддерживается автоматическим регулятором выдачей жидких углеводородов в сборник. Сигнализация максимального уровня жидких углеводородов в дегазаторе вынесена в ЦПУ.

Давление природного газа, поступающего из сети на всас компрессора (К-102), поддерживается 0,58 - 0,7 МПа (5,8 - 7,0 кгс/см²) с помощью автоматического регулятора.

Газ, пройдя последовательно подогреватель поз. E-116 для стабилизации температуры и сепаратор поз. G-111, поступает на всас в 1 ступень центробежного однокорпусного двухступенчатого компрессора с приводом от паровой конденсационной турбины.

Температура газа на выходе из подогревателя поз. E-116 поддерживается автоматически подачей пара регулятором давлением 0,35-0,4 МПа (3,5-4,0 кгс/см²) и температурой не менее 148 °С.

Превышение уровня в сепараторе поз G-111 сигнализируется в ЦПУ. В случае превышения уровня в сепараторе выше допустимого производится автоматическая остановка компрессора К-102 блокировкой с сигнализацией в

ЦПУ.

В 1 ступени компрессора природный газ компримируется до давления не выше 2,4 МПа (24 кгс/см²) и нагревается до температуры не более 175 °С. Межступенчатое охлаждение газа осуществляется в холодильнике с воздушным охлаждением поз. Е-110. Температура газа после холодильника поддерживается автоматически регулятором изменением степени открытия жалюзи и угла поворота лопастей.

Пройдя затем сепаратор поз. G-110 природный газ поступает на всас 2 ступени компрессора.

Выделившийся в сепараторе конденсат сбрасывается в дегазатор поз. G-112. Превышение уровня в сепараторе поз. G-110 сигнализируется в ЦПУ, а при повышении сверх допустимого уровня срабатывает блокировка отключения компрессора с сигнализацией в ЦПУ.

После 1 ступени компрессора природный газ без охлаждения с давлением не более 4,3 МПа (43 кгс/см²) и температурой не более 150 °С направляется на сероочистку. Превышение температуры природного газа на нагнетании компрессора сигнализируется в ЦПУ.

Компрессор оснащен автоматическим регулятором постоянства конечного давления. В схеме компрессора предусмотрена противопомпажная защита путем перепуска газа с нагнетания 2 ступени на всас 1 ступени через холодильник Е-111 с воздушным охлаждением регулятором расхода.

4.2 Сероочистка природного газа

Природный газ на производство аммиака поступает с содержанием сернистых соединений не более 80 мг/нм².

Соединения серы содержатся в природном газе в виде меркаптанов, сульфидов и сероводорода.

Сернистые соединения, как органические, так и неорганические являются каталитическими ядами для стадий паровой конверсии углеводородов и низкотемпературной конверсии окиси углерода.

Поэтому природный газ перед поступлением на технологический процесс должен быть очищен от сернистых соединений. Содержание общей серы перед трубчатой печью допускается не более 0,2 ppm (объемных).

Очистка природного газа от сернистых соединений производится в две ступени:

1 Ступень - гидрирование органических соединений серы в H_2S на алюмо-кобальтовом катализаторе.

2 Ступень - поглощение сероводорода окисью цинка.

Для гидрирования органических соединений серы в сжатый природный газ дозируется азото-водородная смесь в количестве 16 % от объема природного газа (содержание H_2 в газовой смеси должно быть в пределах 2,5-4,0 %). Азото-водородная смесь отбирается на дозировку после 1 ступени компрессора (поз. К-601).

Необходимые расходы природного газа и азотоводородной смеси поддерживается с помощью автоматических регуляторов. Предусмотрен также замер соотношения расходов азотоводородной смеси и природного газа.

При минимальном соотношении расходов азото-водородной смеси и природного газа срабатывает сигнализация.

В пусковой период и при остановке компрессора К-601 азото-водородная смесь поступает из общезаводской сети или после метанатора и дозируется перед компрессором природного газа (поз. К-102) дистанционно из ЦПУ клапаном.

Газовая смесь (природный газ + азото-водородная смесь). Направляется в змеевики огневого подогревателя (поз. D-113), где нагревается до температуры 360-400 °С дымовыми газами, образующимися при сжигании топливного природного газа с воздухом в инжекционных горелках.

Температура после огневого подогревателя (поз. D-113) регулируется автоматически регулятором количеством сжигаемого топливного газа.

При минимальной и максимальной температурах газовой смеси после

подогревателя срабатывает сигнализация.

На линии подачи топливного газа в основные горелки огневого, который автоматически закрывается при уменьшении расхода технологического природного газа, поступающего в подогреватель.

При падении давления топливного газа также автоматически закрывается отсечной клапан на подаче газа в дежурные горелки.

После огневого подогревателя газовая смесь поступает в реактор гидрирования, в который загружен алюмокобальтовый катализатор.

При температуре более 400°C протекают реакции гидрокрекинга, в результате которых на поверхности катализатора возможно отложение углерода.

Поэтому, при достижении температуры процесса в конце компании более 400 °С и снижении необходимой степени гидрирования, катализатор гидрирования регенерируется или перегружается.

Для удаления сероводорода газовая смесь после аппарата гидрирования проходит последовательно два адсорбера, в которые загружен поглотитель окись цинка.

Удаление сероводорода из газа осуществляется за счет его взаимодействия с окисью цинка, при объемной скорости в каждом аппарате равной 910 нм³ природного газа/м³ поглотителя час по реакции:



Схемой предусмотрена возможность замены отработанного поглотителя в одном из аппаратов без остановки агрегата аммиака. Аппарат со свежим поглотителем включается в работу вторым по ходу газа.

4.3 Конверсия метана (риформинг)

Первичный риформинг

Процесс конверсии метана природного газа осуществляется в две ступени:

1 ступень- паровая каталитическая конверсия в трубчатой печи

(первичный риформинг);

2 ступень - паровоздушная каталитическая конверсия в шахтном конверторе (вторичный риформинг).

Очищенная от серы газовая смесь перед трубчатой печью смешивается с водяным паром.

Пар на технологический процесс поступает из паросборника среднего давления (поз. G-113) после пароперегревателя, размещенного в конвекционной камере трубчатой печи (поз. D-114) и частично из общего коллектора пара давлением 3,8-4,2 МПа (38-42 кгс/см²). Температура пара, поступающего на смешение с газом, составляет 325-340 °С.

После смешения парогазовая смесь поступает в два параллельно работающих подогревателя, расположенные в камере конвекции трубчатой печи (поз. D.101), где нагревается дымовыми газами до температуры не более 520 °С. Для определения содержания метана предусматривается автоматический регистрирующий газоанализатор.

Тепло, необходимое для процесса паровой конверсии метана, получается за счет сжигания топливного газа в горелках, расположенных в камере радиации.

Природный газ для сжигания поступает из коллектора топливного газа, нагревается дымовыми газами в подогревателе трубчатой печи (поз. D-111) до температуры не более 200 °С.

Вторичный риформинг

Конверсия остаточного метана после трубчатой печи осуществляется паром и воздухом в шахтном конверторе на катализаторе.

Воздух, необходимый для процесса, подается центробежным компрессором (поз. K-602).

Воздух очищается от пыли и сжимается.

Температура технологического воздуха на всасе в каждую ступень поддерживается автоматически после холодильников поз. E-608, E-609 и E-610. Превышение температуры газа на нагнетании каждой ступени

сигнализируется в ЦПУ. Давление на нагнетании компрессора поддерживается постоянным с помощью регулятора конечного давления. Компрессор имеет противопомпажную защиту со сбросом части воздуха с нагнетания в атмосферу и противопомпажным клапаном корпуса низкого давления, который открывается при остановке компрессора.

В технологическом воздухе должны отсутствовать каталитические яды, такие как сернистые соединения, хлориды, фосфаты.

Остаточное содержание метана в сухом конвертированном газе после конвертора метана составляет не более 0,55 % об.

Содержание метана в сухом конвертированном газе контролируется на щите ЦПУ с помощью автоматического регистрирующего газоанализатора.

Предусмотрен замер температуры стенок передаточного коллектора и конвертора метана 2 ступени с выносом показаний на ЦПУ.

Для обеспечения бесперебойной работы агрегата аммиака предусмотрена блокировка по уменьшению расхода технологического природного газа.

При падении расхода природного газа до минимального происходит автоматическое срабатывание клапанов и электрозадвижек.

4.4 Конверсия окиси углерода с установкой разгонки газового конденсата

Конверсия окиси углерода

Конверсия окиси углерода принята по двухступенчатой схеме: 1 ступень - на среднетемпературном катализаторе, 2 ступень - на низкотемпературном катализаторе.

Конвертированный газ после котла-утилизатора пара среднего давления (поз. Е-107) поступает в конвертор окиси углерода 1 ступени (поз. Н-102) с температурой не более 380 °С. В конверторе СО 1 ступени на железоалюмохромовом катализаторе при температуре на входе не более 440 °С объемной скорости по сухому газу, поступающему в конвектор 2200

нм³/м³ происходит конверсия окиси углерода с водяным паром.

В случае подачи на конвертор СО₂ ступени газа с повышенным содержанием серы и хлора, момент отравления защитного слоя катализатора можно определить по концентрации окиси углерода в газе в аналитической точке, расположенной вблизи верха слоя катализатора.

Резкое повышение концентрации окиси углерода в точке замера указывает, что защитный катализатор должен быть заменен. Другим признаком отравления катализатора является снижение температуры в верхнем слое катализатора, которое свидетельствует о падении его активности.

Очищенный от СО₂ конвертированный газ из абсорбера (поз. F-451) с температурой не более 75 °С и давлением не более 2,7 МПа направляется на метанирование, нагреваясь до 90-122 °С в межступенчатом теплообменнике (поз. E-602) 1 ступени компрессора азотоводородной смеси и до температуры не более 310 °С в теплообменнике (поз. E-105) конвертированным газом.

Технологический конденсат, образующийся при охлаждении газа, из сепаратора влагоотделителя после конверсии окиси углерода (поз. G-459), влагоотделителя (поз. G-601) на всасе, межступенчатых сепараторов азотоводородного компрессора и аммиачная вода с установки собирается в коллектор газового конденсата.

Газовый конденсат содержит в своем составе аммиак (не более 1000 мг/л), углекислоту, и незначительное количество органических соединений.

Отгонка осуществляется путем испарения газового конденсата в колонне с применением в качестве теплоносителя пар с давлением 0,35 МПа температурой не менее 148 °С, который подается в выносные кипятильники отпарной колонны.

Конденсат после кипятильника направляется на установку деаэрации питательной воды для котлов в деаэратор.

Газовый конденсат, выходящий из куба отпарной колонны с температурой не более 137 °С содержит не более 50 мг/л аммиака и не более

50 мг/л органических соединений (в пересчете на метанол).

Газовый конденсат охлаждается в подогревателе (поз. Е-465) до температуры не более 66 °С и в воздушном холодильнике (поз. Е-464) до температуры не более 40°С и сбрасывается в канализацию производственных стоков с органическими примесями.

4.5 Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода

Конвертированный газ должен быть очищен от углекислого газа так как он отравляет железный катализатор синтеза аммиака. Приводит к образованию карбонила железа. Очистку ведут абсорбционным методом. Абсорбентом выступает раствор карбоната калия. При контакте конвертированного газа с поглотителем происходит селективная хемосорбция углекислого газа по следующей реакции:



К раствору добавляют антикоррозионную добавку – оксид ванадия.

Абсорбция организована по двухпоточному принципу. То есть конвертированный газ орошается раствором разной концентрации. Ввод которых в колонну выполнен на разных высотах.

Конвертированный газ под давлением до 2,75 МПа (27 кгс/см²) с температурой до 99 °С подается в абсорбер (поз. F-451), орошаемый раствором поташа. Температура раствора является важным параметром, влияющим на глубину очистки. Поэтому она контролируется автоматикой.

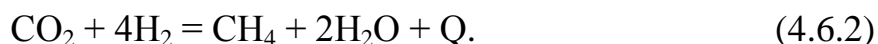
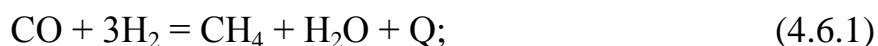
Конвертированная парогазовая смесь после газовых кипятильников с температурой 130-145 °С поступает в холодильник газа (Е-463). Углекислый газ выводится из верхней части регенератора с температурой не выше 100 °С и давлением не более 0,04 – 1 Па, охлаждается до 57 °С в воздушном холодильнике СО₂ (Е-453), проходит сепаратор (G-453) для отделения от конденсата и поступает на выхлоп в атмосферу или к смежным производствам углекислоты, метанола и карбамида. В процессе регенерации раствора получают две фракции углекислого газа. Их называют – «чистая»

и «грязная». Основную массу составляет «чистая» фракция. Ее отличие от «грязной» заключается в низком содержании горючих компонентов. Горючие компоненты поглощаются абсорбентом совместно с углекислым газом. В «чистой» фракции их содержание не превышает 0,02%об.. В «грязной» горючих компонентов до 5% об. «Чистая» фракция отводится ниже точки ввода насыщенного раствора. Грязная уходит из верха регенератора F-452. Температура «чистой» фракции выходящей из колонны 100°C. Она охлаждается в аппарате воздушного охлаждения E-453 до 60°C. Далее поступает в сепаратор для отделения конденсата и направляется потребителю. «Грязная фракция не может быть использована в смежных производствах. Поэтому она сбрасывается в атмосферу, предварительно охлаждаясь в теплообменной аппаратуре. Доля «грязной» фракции составляет 15% от общего количества углекислого газа.

4.6 Метанирование

После очистки от CO₂ конвертированный газ содержит окись углерода не более 0,65 % об. и двуокись углерода до 500 ppm.об., являющихся ядами для катализатора синтеза аммиака.

Тонкая очистка газа от окиси и двуокиси углерода производится метанированием. Реакция метанирования приведена ниже:



Протекает с большим выделением тепла и осуществляется в метанаторе (поз. Н-104). Для начала реакции подогрев газа осуществляется последовательно в двух теплообменниках (поз. E-602 и E-105). В первом теплообменнике (поз. E-602), конвертированный газ нагревается до 90 - 122 °С теплом газовой смеси сжатой в первой ступени компрессора синтез-газа поз. К-601. Во втором теплообменнике (поз. E-105), газ нагревается до 310 °С конвертированным газом после котла-утилизатора, установленного после конвертора CO 1 ступени и поступает в метанатор (поз. Н-104). В метанаторе

технологический газ проходит через слой катализатора, на котором окислы углерода полностью восстанавливаются до метана.

На выходе газа из подогревателя воды предусмотрен отбор проб для автоматического анализа содержания H_2 , CH_4 , CO , CO_2 в газе.

После отделения газового конденсата в сепараторе (поз. G-601), газ направляется на всас I ступени компрессора азотоводородной смеси.

4.7 Компрессия азото-водородной смеси

Азото-водородная смесь после холодильника с воздушным охлаждением (поз. E-601) и сепаратора (поз. G-601) с давлением 2,3 - 2,5 МПа и температурой 40 - 50 °С поступает на всас центробежного трехкорпусного компрессора, совмещенного с циркуляционной дожимающей ступенью компрессора.

После 1 ступени азото-водородная смесь с давлением не более 6,9 МПа и температурой не выше 195 °С охлаждается в теплообменнике газа перед метанатором (поз. E-602), затем в холодильнике с воздушным охлаждением (поз. E-603) и далее через сепаратор (поз. G-603) с температурой не выше 43°С поступает на всас 2 ступени.

После 2 ступени газ с давлением не более 12 МПа и температурой не выше 141 °С охлаждается в холодильнике с воздушным охлаждением (поз. E-604).

Далее газ с давлением не более 12 МПа проходит через блок промывки аммиаком. Смесь газа и аммиака поступает в сепаратор (поз. G-1602), из которого жидкий аммиак отводится через клапан в сепаратор (поз. G-703).

Очищенный газ из сепаратора (поз. G-1602) поступает в теплообменник (поз. E-1610), нагревается газом с нагнетания 3 ступени компрессора (поз. K-601), затем поступает на всас 3 ступени компрессора (поз. K-601).

После сжатия на циркуляционной ступени до давления н/ б 27,2 МПа и с температурой не выше 45 °С поступает в теплообменник (поз. E-703А/В).

Превышение температуры азотоводородной смеси на нагнетании

каждой ступени сигнализируется в ЦПУ.

Пар давлением 10 МПа для привода турбины поступает из коллектора пара. Часть пара поступает в противодавленческую турбину, срабатывается до давления 3,8-4,2 МПа и направляется на технологические нужды и приводы других компрессоров, насосов.

Паровой конденсат из сборника конденсата поз. G-612 откачивается на установку приготовления воды конденсатными насосами поз. J-601 А/В.

4.8 Синтез

Свежая азото-водородная смесь после сжатия в четвертой ступени центробежного компрессора (поз. К-601) до давления не более 27,5 МПа с температурой не выше 80 °С смешивается с циркуляционным газом с нагнетания циркуляционной ступени компрессора (поз. К-601), поступающим с давлением не более 27,5 МПа и температурой не выше 45 °С.

Смесь с температурой не выше 55 °С поступает в теплообменник (поз. E-703А/В), состоящий из двух последовательных аппаратов. В межтрубном пространстве теплообменников (поз. E-703А/В) газовая смесь нагревается до температуры не выше 141°С теплом встречного потока азото-водородной смеси.

Выйдя из кольцевого зазора колонны синтеза (поз. Н-701) газ проходит межтрубное пространство теплообменника (поз. E-701) и поступает в смеситель (поз. R-1701), где смешивается с газом после теплообменника (поз. E-703 А/В).

В колонне синтеза (поз. Н-701) на катализаторе при температурах от 390 до 528 °С и давлении не более 26,1 МПа протекает экзотермическая реакция образования аммиака из азотоводородной смеси.



Основной поток азотоводородной смеси с концентрацией аммиака около 3,9 % об. поступает в колонну синтеза (поз. Н-701). Затем поток смешивается с газом, и эта смесь с температурой не выше 311 °С подается на

первый промежуточный теплообменник.

После нагрева в первом промежуточном теплообменнике и смешивания с газом, проходящем через холодный байпас, смесь при температуре 390-410°C направляется на первый катализаторный слой колонны синтеза (поз. Н- 701).

На первом слое происходит синтез аммиака, концентрация на выходе из него составляет ~11,9 % об. температура не выше 528 °С.

После охлаждения в первом промежуточном теплообменнике газ с температурой 410-430 °С поступает на второй слой катализатора., где концентрация поднимается до 16,5 % об., а температура до значения не выше 500 °С.

Охладившись во втором промежуточном теплообменнике до температуры не выше 412°C, газ поступает на третий слой катализатора, на котором завершается синтез аммиака с концентрацией ~19,9 % об. при температуре не выше 453°C. Регулирование температуры на входе во второй и третий слой катализатора осуществляется:

— перепуском газа с температурой не выше 141°C на вход в первый промежуточный теплообменник;

— перепуском газа с температурой не выше 141°C на смеситель.

Предусмотрен замер перепада давления колонны синтеза с сигнализацией предмаксимального значения перепада давления. Азотово-дородноаммиачная смесь из колонны синтеза с температурой не выше 480°C с содержанием аммиака 19,9 % об. проходит по трубкам теплообменника (поз. Е-701) охлаждаясь до температуры не выше 361°C.

Далее газовая смесь поступает в трубное пространство подогревателя питательной воды (поз. Е-702 А/В), где тепло реакции синтеза используется для подогрева питательной воды от 140 до 295°C.

Газ охлаждается в теплообменнике (поз. Е-703 А/В) газом идущем на колонну синтеза, и с температурой не выше 75°C поступает в параллельно работающие воздушные холодильники (поз. Е-705 и поз. Е-607), где

охлаждается до температуры не выше 40°C.

Предусмотрено автоматическое регулирование температуры на выходе из воздушных холодильников (поз. E-705 и E-607) с помощью изменения угла поворота лопастей вентиляторов.

Далее газ проходит межтрубное пространство теплообменника (поз. E-707), в котором охлаждается газом, идущим на всас циркуляционной ступени до температуры не выше 28°C, при этом часть аммиака конденсируется. Сконденсировавшийся аммиак отделяется в первичном сепараторе (поз. G-701), а газ последовательно подается в трубные пространства первичного аммиачного конденсатора (поз. E-709) и параллельно работающие вторичные аммиачные конденсаторы (поз. E-708 A/B), где температура газа снижается до значения не выше минус 2 °C и происходит дальнейшая конденсация аммиака.

Жидкий аммиак в межтрубное пространство первичного конденсатора (поз. E-709) поступает из расширительного сосуда (поз. G-901C) с температурой не выше 15 °C, а в межтрубные пространства вторичных конденсаторов (поз. E-708A/B) из расширительного сосуда с температурой не выше минус 12 °C.

Аммиачные конденсаторы (поз. E-709 и E-708 A/B) работают на принципе термосифонной циркуляции жидкого аммиака, при которой, пары аммиака, образовавшиеся в первичном и вторичном конденсаторах вместе с циркулирующим аммиаком возвращаются в соответствующие расширительные сосуды (поз. G-901 C и G-901 B).

Сконденсировавшийся аммиак отделяется во вторичном сепараторе (поз. G-702). После циркуляционной ступени, компенсирующей потерю давления в системе, циркуляционный газ смешивается со свежим и направляется снова в колонну синтеза, как было указано выше.

Жидкий аммиак с температурой ~27,5 °C отделившийся в первичном сепараторе (поз. G-701) дросселируется до давления не более 2,1 МПа и по уровню в сепараторе (поз. G-701) подается в сборник жидкого аммиака (поз.

G-703).

Уровень в сборнике (поз. G-703) поддерживается автоматически выдачей аммиака в расширительный сосуд (поз. G-901С) из холодильной установки.

Продуктом установки является жидкий безводный аммиак, выдаваемый на склад под давлением 0,8 - 1,8 МПа (8-18 кгс/см²) и при температуре 2-8 °С или при температуре -28 - -33 °С.

5 Утилизация продувочных газов колонны синтеза аммиака

Исходя из описания технологического процесса можно сделать вывод о том, что постоянные и периодические газовые сбросы отделения синтеза содержат ценные сырьевые компоненты и могут быть использованы в технологическом процессе. Часть танковых и продувочных газов стадии синтеза аммиак утилизируется не оптимальным способом. Так водород может быть частично выделен на мембранных установка и возвращен в контур синтеза в качестве сырья. Но ценные инертны все же в значительной степени теряются. Они направляются в составе продувочных газов на сжигание в печь риформинга и затем с дымовыми газами уходят в атмосферу. Но утилизация этих газов возможна и в данной работе рассмотрен способ ее реализации.

Важным и наиболее перспективным способом интенсификации процесса синтеза аммиака является переработка танковых и продувочных газов. При сжигании продувочных газов в стране ежегодно теряется около 80 млн. м аргона, потребности в котором непрерывно растут (процессы сварки, электроламповая промышленность, металлургия, атомная промышленность и т.п.), что в сегодняшней ситуации ресурсодефицита неприемлемо. Технологий утилизации танковых и продувочных газов должны обеспечивать наиболее полное использование всех компонентов отходящих газов и их энергетического потенциала. Представляет собой интерес не только максимальное удаление целевого продукта – аммиака, но и вовлечение метана, водорода, оксидов углерода в технологический цикл.

Наиболее распространены на современном этапе два вида процессов, предназначенных для переработки танковых и продувочных газов стадии синтеза аммиака. Это криогенный и мембранный способы. Суть их заключается в выделении водорода и возвращении его в технологический процесс. Криогенный способ отличается громоздкостью оборудования и

значительными энергетическими затратами. Мембранные технологии наиболее перспективны, они обеспечивают высокую производительность по водороду, при относительно компактном оборудовании и не требуют создания искусственного холода.

Мембранные технологии для извлечения водорода из газовых смесей начали развиваться относительно недавно (порядка 30 лет назад). В первых опытах использовались металлические мембраны из платины или палладия. Ввиду дороговизны данных веществ, широкое распространение в промышленности получили мембраны из полимерных материалов. Помимо дешевизны они обладают также высокой разделительной способностью, значительной удельной поверхностью, исключительной селективностью и стойкостью к контактным ядам и термической деструкции. В основном в качестве мембран используются полые волокна из кремний органики, поликарбонатов, полисульфона, полвинилтретметилсилана, ацетата целлюлозы.

Помимо двух описанных способов разрабатываются различные варианты продувочных газов во вторичном контуре синтеза. Но реализация подобных процессов влечет большие капиталовложения. Выход целевых продуктов мал и ограничен низким содержанием их в продувочном газе.

Принципиальная технологическая схема современного производства аммиака представлена на рисунке 2. Производительность рассматриваемого производства составляет 1360 тонн в сутки. На схеме видно, как используется продувочный газ отделения синтеза. Он идет на сжигание в трубчатую печь первичного риформинга.

Состав продувочных газов следующий: H_2 -58-60%, N_2 -18-20%; CH_4 -14-16%; Ar -4-6%; NH_3 -2%; He -0,2%. Важно проанализировать состав инертной части продувочных газов. Так можно установить, что отношение АВС к инертным синтезу составляет примерно 4:1. А в инертной части соотношение между компонентами выглядит следующим образом CH_4 -75%, Ar -24% He -1%.

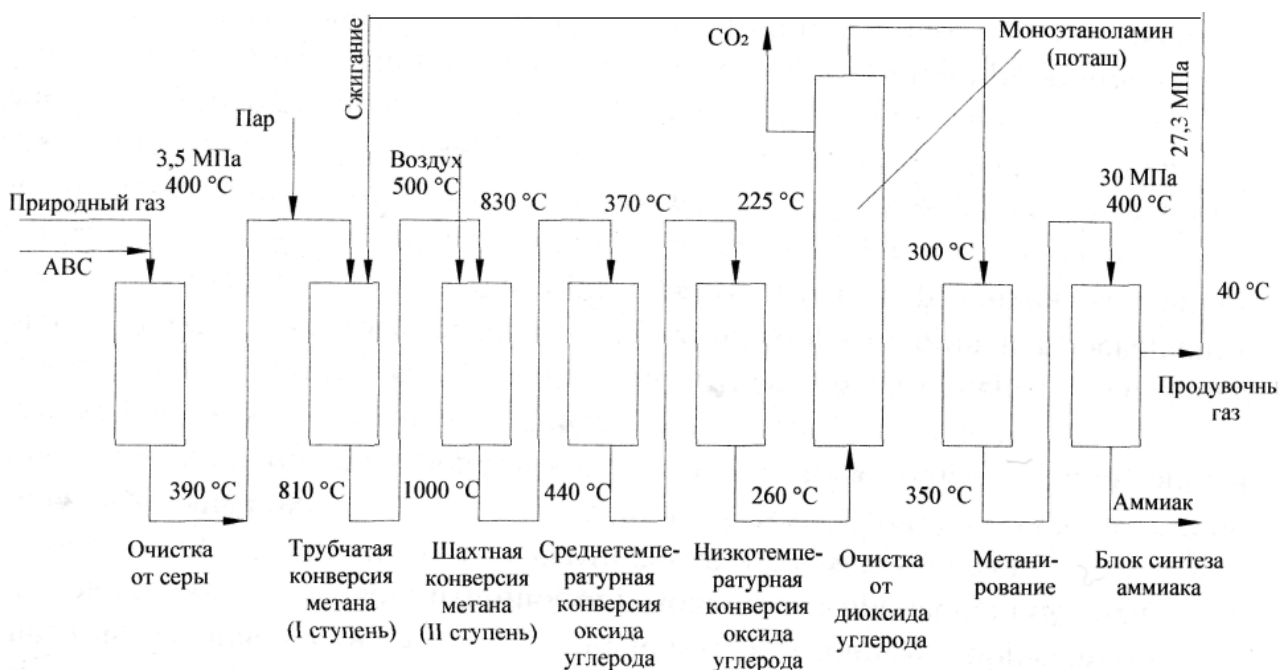


Рисунок 2 - Диаграмма технологических стадий современного производства аммиака мощностью 1360 тонн/сутки

Анализ этих данных позволяет предложить новый способ вовлечения компонентов продувочного газа в технологический процесс. А именно существует возможность перераспределения потока на стадию вторичного риформинга в шахтный реактор. Такой технологический прием не вызовет каких-либо сложностей в технологическом процессе. Метан в шахтном реакторе сработается в процессе парокислородной конверсии. И даст дополнительный водород. Также возрастет доля аргона в составе инертных конвертированного газа. Существующую разницу между температурой продувочного газа и конвертированного газа предлагается выравнять за счет использования метанатора. Для того чтобы реакция прошла необходим оксид углерода. Его предполагается направить со стадии очистки от CO_2 , где он сбрасывается в атмосферу после стадии десорбции. Забор диоксида углерода может быть произведен при помощи эжектора. Объем сбрасываемого диоксида углерода значительно превышает требуемое количество для проведения реакции метанирования. В метанаторе водород прореагирует с диоксидом углерода. Измененная схема представлена на рисунке 3.

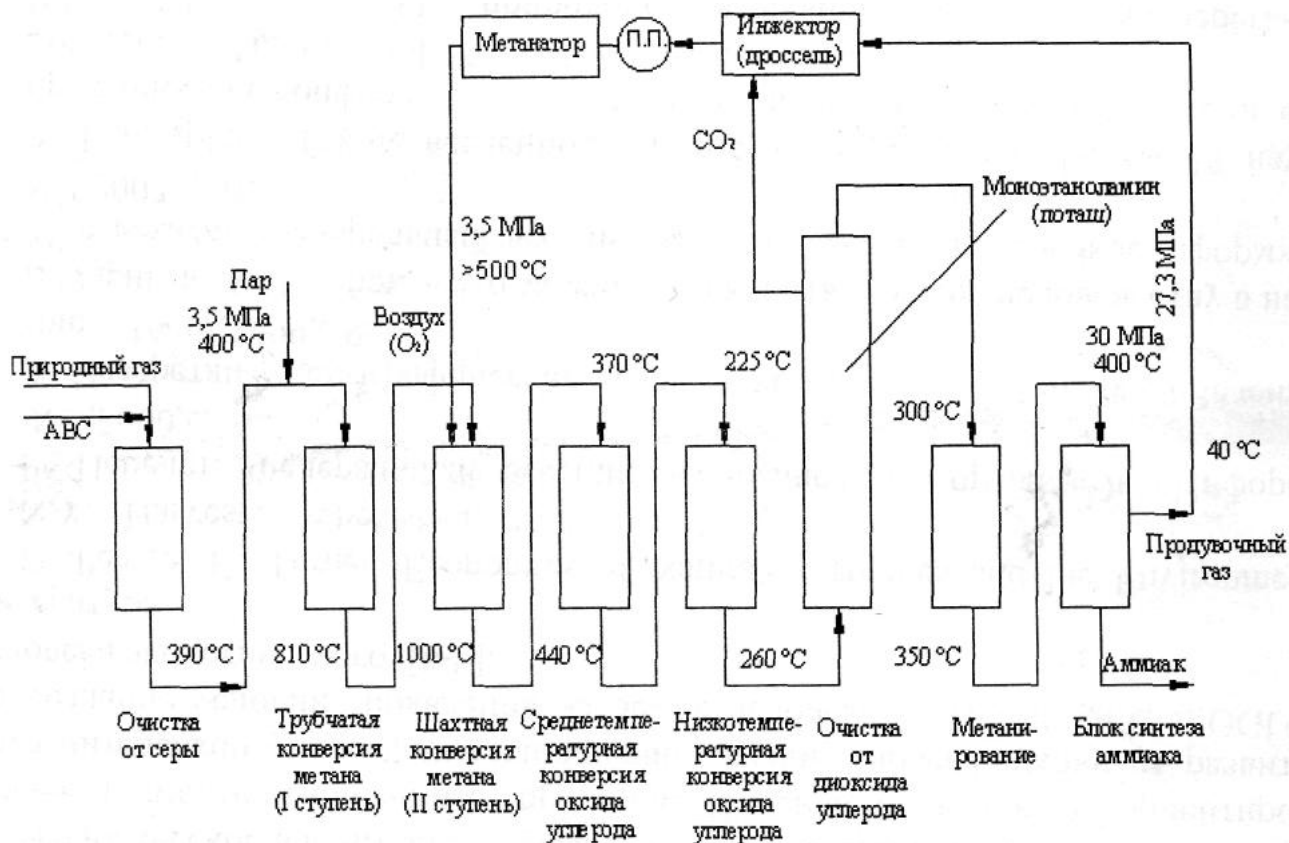


Рисунок 3 - Диаграмма технологических стадий агрегата с предложенной системой переработки продувочных газов

Азот и водяной пар, которые будут поступать вместе с продувочным газом, также не нарушат баланс вторичного риформинга. количество водяного пара можно регулировать его расходом на стадию первичного риформинга. А дополнительное количество азот в определенной мере можно скомпенсировать снижением подачи воздуха на вторичный риформинг. Расход продувочного газа составляет не более 4% от расхода конвертированного газа. Соответственно и влияние его подачи на процесс вторичного риформинга невелико.

Расчет метанатора для нагрева продувочного газа с 280°C (температура, определяемая активностью катализатора НКН - 4А) до 600°C определяет аппарат весьма компактным: внутренний диаметр 1,1 м, высота цилиндрической части 2,5 м; объем катализатора 0,94 м³ (расчет проводили по максимальному расходу продувочного газа), т.е. не требующим больших капиталовложений. Но не следует забывать аппаратурном оформлении

дополнительного подогрева газа перед метанатором заострять внимание на которое мы здесь не будем.

Так как количество продувочного газа непостоянно и колеблется в пределах 4500 - 12500 $\text{нм}^3/\text{ч}$ (по данным ПАО «Тольяттиазот»), то возможна компенсация недостатка расчетного количества газа танковым газом.

Предложенное техническое решение позволяет изменить состав инертных контура синтеза аммиака. Увеличение доли благородных газов позволяет сделать экономически оправданным их выделение в промышленных масштабах. Хотя общая доля инертных в контуре синтеза останется той же что и при производстве по традиционной схеме, и кинетика самой стадии синтеза не меняется. Описанный вариант не является единственно возможным. Возможно введение турбодетандерной установки последующем сжижением и разделением продувочных газов на компоненты и последующее их использование.

6 Краткое описание технологии мембранного разделения Монсанто

После колонны синтеза аммиака происходит забор продувочных газов и отправление их в установку Монсанто.

Установка Монсанто представляет собой 3 ступени сепараторов, где происходит по компонентное разделение продувочных газов. Разделение происходит на 3 потока:

- чистый водород – водород высокой частоты;
- рециркулирующий водород;
- топливный газ – оставшиеся компоненты смеси.

После этого чистый и рециркулирующий водород смешиваются и подаются в процесс, топливный газ сжигается в печи риформинга.

Недостатками данного процесса является:

- сжигаемый топливный газ содержит ценные компоненты (Ar, H₂).

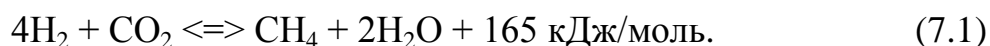
Преимущества улучшения заключаются в следующем:

- утилизация топливного газа;
- выделение аргона из данного газа;
- ресурсо- и энергосбережение.

7 Описание оптимизированного процесса

После третьей стадии сепараторов топливный газ поступает в мембранный сепаратор, где происходит выделение аргона из топливного газа, с помощью мембранных технологий. Затем газ проходит через метанатор. Где реагирует с частью диоксида углерода сбрасываемого со стадии очистки. Используется «грязная» фракция диоксида углерода. Состав фракции диоксида углерода выглядит следующим образом : CO_2 - 98 - 98,9% (об.); H_2 - 1 ÷ 1,9% (об.); CO - 0,1% (об.). Забор диоксида углерода предполагается осуществить с помощью инжектора (дресселя).

В метанаторе, при помощи катализатора метанирования произойдет реакция:



Метанатор представляет из себя вертикальный цилиндрический аппарат. Во внутреннем пространстве смонтирована полка, заполненная катализатором. Катализатор имеет никелевую основу. В его состав также вводят промотирующие добавки кобальта, молибдена, ванадия и др. Катализатор метанирования обладает большой удельной поверхностью, термической и механической стабильностью. Содержание активного вещества составляет не более трети от массы, более половины приходится на носитель, менее 5% приходится на промоторы.

Газ, прошедший метанатор, нагревается. За счет тепла реакции метанирования и может быть использован как для более эффективного сжигания в горелочных устройствах потребителей тепла, так и в качестве сырья стадия вторичного риформинга метана в существующей технологии. С точки зрения ресурсосбережения, второй путь более предпочтителен, так как это решение позволяет изменить баланс инертных колонны синтеза, что приведен к увеличению выработки ценных компонентов таких как аргон.

8 Расчет метанатора

8.1. Материальный баланс метанатора

После выделения водорода продувочный газ содержит в основном азот и инертные компоненты. Для того чтобы подать этот газ на стадию риформинга его необходимо нагреть. Нагрев производится при помощи реакции метанирования. Предварительно продувочный газ смешивается с углекислым газом со стадии очистки. Далее смесь направляется в метанатор.

Константа скорости реакции метанирования в интервале температур до 500 С составляет порядка 10^3 . Соответственно она может считаться необратимой [36].

То есть оксид углерода зашедший в реактор гидрируется практически полностью. При данных условия течения процесса она составит 95%. Материальный баланс метанатора можно представить в виде таблицы 2.

Таблица 2 – Материальный баланс метанатора

Приход			Расход		
Исходное вещество	m, кг/ч	V, нм ³ /ч	Продукт	m, кг/ч	V, нм ³ /ч
CH ₄	970,36	1358,5	CH ₄	1065,36	1491,504
N ₂	237,5	190	N ₂	237,5	190
Ar	744,3	427,5	Ar	744,3	427,5
CO ₂	275	140	CO ₂	13,75	7
H ₂	50,89	570	H ₂	2,55	28,5
H ₂ O	0	0	H ₂ O	217,57	270,75
Итого:	2278,05	2686	Итого:	2281,03	2415,254

Из полученного газа можно получить дополнительно до 400кг/ч водорода. Таким образом, будет достигнута более высокая степень переработки сырья и полезно использована часть отходов производства.

8.2 Энергетический баланс метанатора

Реакция метанирования протекает со значительным выделением тепла 164кДж/моль. Реактор работает в адиабатическом режиме, то есть все тепло реакции идет на повышение температуры реакционной массы. Данный тип реакторов отличается простотой конструкции, относительно низким гидравлическим сопротивлением. Энергетический баланс метанатора описывается уравнением:

$$Q_{\text{ф.р.}} + Q_{\text{р-ии}} = Q_{\text{ф.п.}}; \quad (8.2.1)$$

$$Q_{\text{ф.р.}} = G_{\text{р}} \cdot C_{\text{р}} \cdot T_{\text{р}} = 2278,1 \cdot 1,93 \cdot 573 = 2519328,009 \text{кДж/ч}; \quad (8.2.2)$$

$$Q_{\text{р-ии}} = G_{\text{СН}_4} / M_{\text{СН}_4} \cdot q_{\text{реакции}} = 95 / 16 \cdot 164000 = 973750 \text{кДж/ч}; \quad (8.2.3)$$

$$Q_{\text{ф.п.}} = 2519328 + 973750 = 3493078 \text{кДж/ч}. \quad (8.2.4)$$

Тепловые параметры потоков представлены в таблице 3.

Таблица 3 - Энергетический баланс метанатора

Приход, МДж/ч		Расход, МДж/ч	
Тепло реагентов, МДж/ч	2519,328	Тепло продуктов, МДж/ч	3493078
Тепло реакции, МДж/ч	973,75		
Итого	3493078	Итого	3493078

Температура потока выходящего из метанатора:

$$T_{\text{п}} = Q_{\text{ф.п.}} / (C_{\text{п}} \cdot G_{\text{п}}) = 3493078 / (2,01 \cdot 2281,5) = 761 \text{K} (489^{\circ}\text{C}). \quad (8.2.5)$$

Никельосновные катализаторы работают при данной температуре.

8.3 Конструктивный расчет метанатора

Метанатор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, заполненный катализатором. Для осуществления данного процесса выберем катализатор никельосновный катализатор НКМ-1 по ряду причин. Он отличается термической стабильностью, то сохраняет свои свойства вплоть

до температур 650°C, высокой активностью и производительностью [34,35].

Свойства катализатора приведены в таблице 4.

Таблица 4 - Свойства катализатора метанирования

Показатель	Значение
Содержание Ni в пересчете на оксид, %	35
Диаметр, мм	6
Высота, мм	5
Насыпная плотность, кг/м ³	1200
Удельная поверхность, 10 ⁻³ м ² /кг	150

Для данного типа катализаторов характерна оптимальная объемная скорость газового потока 2000ч⁻¹(0,68с⁻¹). Исходя из этого можно вычислить объем катализатора необходимого для организации процесса.

Объемный расход газа:

$$V=V_o \cdot P_o \cdot T / (P \cdot T_o) = 2686 \cdot 1 \cdot 773 / (30 \cdot 273) = 253 \text{ м}^3/\text{ч}; \quad (8.3.1)$$

$$V_{\text{кат}} = V/w = 253/2000 = 0,126 \text{ м}^3.$$

Скорость газового потока для катализаторов с выбранным соотношением плотности и диаметра частиц не должна превышать 1 м/с, из соображения недостижения скорости уноса частиц.

Диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{\frac{V}{w_d \cdot 0,785}} = \sqrt{\frac{0,07}{1 \cdot 0,785}} = 0,299 \approx 0,3. \quad (8.3.2)$$

Тогда высота слоя катализатора

$$H = V_{\text{кат}} / (0,785 \cdot D^2) = 0,126 / (0,785 \cdot 0,3^2) = 1,785 \text{ м}. \quad (8.3.2)$$

Примем высоту слоя 2м.

8.4 Прочностной расчет метанатора

Перед расчетом определимся с выбором конструкционного материала в зависимости от необходимой химической стойкости и прочности аппарата.

По «Марочнику сталей и сплавов» под общей редакцией В.Г. Сорокина [1] выбираем листовую сталь марки ХН77ТЮР. Сварные аппараты и сосуды из

этой стали, работающие под давлением и в агрессивных средах, применяются при температурах от минус 196 до +1000 °С. Сплав на никелевой основе.

Исходные данные:

1. Рабочее давление в реакторе $p = 30$ кгс/см².
2. Диаметр внутренний $D_{в} = 0,3$ м.
3. Высота реактора $H = 2,5$ м.
4. Рабочая температура в реакторе $t = +500$ 0С.
5. Рабочая среда – водород + диоксид углерода.
6. Объём катализатора $V_{кат} = 0,126$ м³
7. Катализатор – никелевый.
8. Материал обечайки (корпуса) и днища аппарата – сталь марки ХН77ТЮР.
9. Плотность стали марки ХН77ТЮР - 7900 кг/м³.

Для стали марки ХН77ТЮР временное сопротивление разрыву [1, стр. 525]:

$$\sigma_{в}^{20} = 550 \text{ МПа (5500 кгс/см}^2\text{)}; \quad (8.4.1)$$

$$\sigma_{в}^{300} = 390\text{-}440 \text{ МПа (3900-4400 кгс/см}^2\text{)}. \quad (8.4.2)$$

Допускаемое напряжение – $[\sigma]^{20} = 184$ МПа (1840 кгс/см²) [2].

Допускаемое напряжение – $[\sigma]^{300} = 120,25$ МПа (1202,5 кгс/см²) [2].

Расчёт на прочность гладкой цилиндрической обечайки

Толщина стенки обечайки, нагруженной внутренним давлением

$$S \geq S_p + C, \quad (8.4.3)$$

где

$$C = c + c_0 + c_1, \quad (8.4.4)$$

здесь $c = 0,2$ см – прибавка на коррозию;

$c_0 = 0,11$ см – минусовой допуск на толщину листа по ГОСТ 5681-57;

$c_1 = 0,19$ см – дополнительная прибавка по технологическим и монтажным соображениям, тогда

$$C = 0,2 + 0,11 + 0,19 = 0,5 \text{ см.}$$

Расчёт производим по наименьшему допускаемому напряжению $[\sigma]_{500}$

= 66,4

$$S_p = \frac{p \cdot D}{2\varphi_p \sigma} \quad (8.4.5)$$

мм = 6,64 см, где φ_p – коэффициент прочности сварного шва при автоматической сварке.

$$S_p = 6,64 + 0,5 = 7,14 \text{ см} = 71,4 \text{ мм.}$$

Конструктивно принимаем толщину стенки обечайки $S_p = 75 \text{ мм} = 7,5 \text{ см.}$

1.2 Допускаемое внутреннее избыточное давление:

$$[P] = \frac{2[\sigma] \cdot (S_p - C) \cdot \varphi_p}{D + (S_p - C)} = 19,136 \text{ МПа.} \quad (8.4.6)$$

Расчёт на прочность эллиптического днища (крышки) аппарата

Расчет толщины стенки эллиптического днища, нагруженного избыточным внутренним давлением, производим по ГОСТ 14249-89 (стр. 22).

Толщина стенки эллиптического днища:

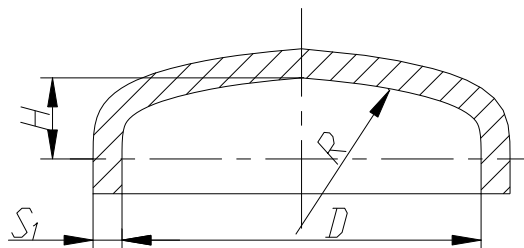


Рисунок 4 - Эскиз днища

$$S_1 \geq S_{p1} + C,$$

где

$$C = c + c_0 + c_1, \quad (8.4.7)$$

здесь $c = 0,2 \text{ см}$ – прибавка на коррозию;

$c_0 = 0,11 \text{ см}$ – минусовой допуск на толщину листа по ГОСТ 5681-57;

$c_1 = 0,19 \text{ см}$ – дополнительная прибавка по технологическим и монтажным соображениям, тогда

$$C = 0,2 + 0,11 + 0,19 = 0,5 \text{ см.}$$

$$S_p = \frac{p \cdot R}{2\varphi_p \sqrt{R - 0,5 \cdot p}}, \quad (8.4.8)$$

где φ_p – коэффициент прочности сварного шва при автоматической сварке.

Расчёт производим по наименьшему допускаемому напряжению:

$S_{1p} = 64,4$ мм, тогда

$$S_1 = 6,44 + 0,5 = 6,94 \text{ см} = 69,4 \text{ мм.}$$

Конструктивно принимаем толщину эллиптического днища $S_1 = 75$ мм = 7,5 см.

Радиус кривизны в вершине днища равен:

$$R = \frac{D^2}{4H}, \quad (8.4.9)$$

где $R=D$ – для эллиптических днищ с $H = 0,25 \cdot D = 0,25 \cdot 110 = 27,5$ см

Допускаемое внутреннее избыточное давление:

14,09 МПа

$$[P] = \frac{2[\sigma] \cdot (S_1 - C) \cdot \varphi_p}{R + 0,5(S_p - C)} = 14 \text{ МПа}. \quad (8.4.10)$$

Длина цилиндрической отбортованной части эллиптических днищ h_1 :

$$h_1 \geq 0,8 \sqrt{D \cdot (S_1 - C)} = 22,2 \text{ см.} \quad (8.4.11)$$

Условие выполняется, так как

$$h_1 > S_1$$

Выбираем два эллиптических днища для реактора: верхнее и нижнее по ГОСТ 6533-78.

Расчёт наибольшего допустимого диаметра неукрепленного отверстия в цилиндрической части

Допустимый диаметр неукрепленного отверстия:

$$[d] \leq 3,75 \cdot \sqrt[3]{D \left[(S - C) - \frac{p \cdot D}{2[\sigma] \cdot \eta - p} \right]} = 33,5 \text{ см}, \quad (8.4.12)$$

где $\eta = 0,9$ - поправочный коэффициент для сосудов с взрывоопасным газом и необогреваемых.

Для подачи газовой смеси в реактор выбираем отверстие диаметром

100 мм. Укрепление отверстия накладкой в цилиндрической части не требуется.

Расчёт наибольшего допустимого диаметра неукреплённого отверстия в эллиптическом днище

Допустимый диаметр неукреплённого отверстия:

$$[d] \leq 0.95 \cdot D \cdot \left[1 - \frac{p}{4[\sigma]} \cdot \left(\frac{D}{S-C} \cdot \frac{D}{2H} - 1 \right) \right] = 18,6 \text{ см.} \quad (8.4.13)$$

Для выгрузки катализатора выбираем отверстие диаметром 400 мм, которое подлежит укреплению накладкой.

Для выхода реакционных газов из реактора выбираем отверстие в верхней крышке реактора диаметром 150 мм. Укрепление отверстия накладкой в эллиптическом днище не требуется.

Заключение

Потенциал использования продувочных газов стадии синтеза аммиака не реализован до конца. Сжигание в печи риформинга позволяет получить эффект за счет снижения расхода топливного газа на процесс, но более рационально использовать газ столь интересного состава в качестве технологического

Эффектом от внедрения предлагаемого решения будет являться снижение расходных коэффициентов производства аммиака на 4-5%. Также появляется возможности получения аргона как дополнительного ценного продукта на установках мембранного разделения.

Список используемых источников

1. Ахназарова С.Л., Кафаров В.В. Методы оптимизации эксперимента в химической технологии. Учеб. пособие. 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Высш. шк, 2015.- 327 с.
2. Бесков С.Д. Техничко химические расчеты. 3 изд., испр. - М.: Химия, 2015.
3. Бродская И. Г. Разработка технологии рутениевого катализатора синтеза аммиака/ И. Г. Бродская , Л. М. Дмитриенко , Р. В. Чеснокова , Л. Д. Кузнецов // Катализаторы в промышленности. - 2001. - № 3. - С .16-29.
4. Бондарь А.Г. Математическое моделирование в химической технологии «Высшая школа», 2014. - 280 с.
5. Баратов А. Н. Пожаровзрывоопасность веществ и материалов и средства их тушения / А. Н. Баратов , А. Я. Корольченко , Г. Н. Кравчук и др. - М. : Химия, 1998. - 496 с.
6. Бояринов А.И., Кафаров В.В. Методы оптимизации в химической технологии. - М.: Химия, 2016. - 564 с.
7. Волков М.М., Михеев А.Л., Конев К.А. Справочник работника газовой промышленности 280с. 2-е издание.
8. Внуков А.К. Защита атмосферы от выбросов энергообъектов Справочник. - М.: Энергоатомиздат, 2014. - 176 с.
9. Г.Н. Кононова, В.В. Сафонов, Е.В. Егорова, Расчёт материального баланса химико-технологических систем интегральным методом, М., МИТХТ, 1999
10. Гартман Т.Н., Клушин Д.В. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов. Учебное пособие для вузов. - М.: Академкнига, 2017. - 416 с.

11. Ганз С.Н. Теоретические основы и технология синтеза аммиака Учеб. пособие для вузов /под ред. А. М. Николаева. - Киев: Высшая школа, 2015. - 260 с.
12. Дулов В.Г., Лукьянов Г.А. Газодинамика процессов истечения Новосибирск: Наука, 2014. - 236 с.
13. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Химия, 2016. - (серия «Химическая кибернетика»). 288 с., 10 табл., 89 рис.
14. И. П. Мухленов, А. Я. Авербух, Е. С. Тумаркина и др.; Теоретические основы химической технологии. Под ред. И. П. Мухленова. - 4-е изд., перераб. и доп. - М.: Высш. шк., 2015.
15. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии 10-е изд. стереотип., доработ. - М.: ООО ТИД «Альянс», 2016. - 753 с.
16. Кузнецов Л. Д. Основы предвидения каталитического действия / Л. Д. Кузнецов, П. Д. Рабина , В. С. Соболевский , Ш. Ш. Мищенко . // Сб. Азотная промышленность. - 1967. - №4. - С.19.
17. Коваль В. В. Некоторые особенности производства железного катализатора синтеза аммиака методом электроннолучевой плавки / В. В. Коваль // Прикладные аспекты химии высоких энергий: 1 Всероссийская конференция (с приглашением специалистов стран СНГ), Москва, 30 окт. - 2 нояб., 2001: Тезисы докладов. М.: Изд-во РХТУ. 2001, С. 148-149.
18. Либерман Е. Ю. Катализаторы синтеза аммиака : определение активности / Е. Ю. Либерман, Н. В. Нефёдова, Т.В. Конькова - М. : РХТУ, 2002. - 48 с.
19. Макаров Г. В. Методические указания по разделу «Охрана труда» в дипломных проектах и работах / Г. В. Макаров - М. : МХТИ, 1990. - 29 с.
20. Макаров Г. В. Охрана труда в химической промышленности / Г. В. Макаров , А. Я. Васин и др. - М. :Химия, 1989. - 496 с.

21. Мановян А.К. Технология переработки природных энергоносителей. М.: Химия, КолосС, 2017. — 456 [450] с.
22. Основы химической технологии. Под ред. И.П. Мухленова, А.Е. Горштейн М.: Высш.шк., 2015.
23. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры А.А. Лашинский, А.Р. Толчинский, справ. Москва, Ленинград 2015.
24. Постоянный технологический регламент производства аммиака поставки фирмы «Кемико» (США) мощностью 450 тыс. т/год. Агрегат аммиака № 3.
25. Ромашкина Л.Л. Альбом технологических схем химических производств. - М.: ГУУ, 2016. - 43 с.
26. Рогожкина, С. А. Исследование железного катализатора синтеза аммиака в окисленном состоянии [текст] : дисс. ... канд. техн. наук / С. А. Рогожкина - М. : МХТИ, 1966. - 162 с.
27. Савицкая Г.В. Анализ хозяйственной деятельности предприятия. Учебник – 5-е изд., перераб. и доп.- М.: ИНФРА-М, 2017.
28. Семенов В.П. (ред.) Производство аммиака Москва, Химия, 2014. - 368 с.
29. Ф.А. Андреев, С.И. Карган, Л.И. Козлов, В.Ф. Приставко, Технология связанного азота, М., Химия, 1966
30. Щукина А.Я., Ляхов В.К., Щукин В.П. Функциональная экономика.
31. Юдин В.Ф. Теплообмен поперечно-оребранных труб Л.: Машиностроение, 2015 - 189 с.
32. Янковский Н.А. Аммиак. Вопросы технологии под общей редакцией Н. А. Янковского. Аммиак. Вопросы технологии. Кол-в авторов. - Донецк: ГИК Новая печать, ООО Лебедь. 2016. - 497 с.
33. Huazhang, L. Opportunity of synthesis of ammonia under low pressure at use of catalysts of series A-301 / L. Huazhang, H. Zhangneg, L.

Xiaonian // Huagong xuebao =J. Chem. Ind. and Eng. - 2001. - №12. - P. 1063-1067.

34. Charles G.E., Mason SJ Coalescence of liquid drops with flat liquid interfaces. Journ of Colloid Sci, 2014, № 15, p.237-267

35. Agrelli, D. Chemical and Spectroscopic Characteristics of the Wood of *Vitis vinifera* Cv. Sangiovese Affected by Esca Disease / D. Agrelli, C. Amalfitano, P. Conté, L. Mugnai // Journal Agricultural and Food Chemistry. - 2015. №57. - P. 11469-11475

36. Ogedengbe Olusola. The performance-potential of polyelectrolytes and high velocity gradients in the treatment of wastewaters // Effluent Water Treatment Journal. 2016. - 16.-№ 6. - C. 289.