

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»
Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»
240801.65 «Машины и аппараты химических производств»

ДИПЛОМНЫЙ ПРОЕКТ

на тему «Оптимизация технологии вторичного риформинга агрегата
синтеза аммиака(АМ-76)»

Студент(ка)	Д.Д.Ершов	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
Руководитель	Ю.В. Чариков	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
Консультанты	А.Е. Краснослободцева	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
	К.Ш. Нуров	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
Нормоконтроль	В.В. Петрова	
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой _____
(ученая степень, звание, И.О. Фамилия) (личная подпись)

« _____ » _____ 20 _____ г.

Тольятти 2016

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»
Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ
Заведующий кафедрой
_____ Г.И. Остапенко
(подпись) (И.О. Фамилия)
« ____ » _____ 20__ г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение дипломного проекта

Студент Ершов Дмитрий Дмитриевич

- 1. Тема** «Оптимизация технологии вторичного риформинга агрегата синтеза аммиака(АМ-76)».
- 2. Срок сдачи законченного дипломного проекта** 16 июня 2016 г.
- 3. Исходные данные к проекту (работе)** Производство аммиака. Агрегат АМ-76 производительностью 1360 т/сут.
- 4. Содержание дипломного проекта (перечень подлежащих разработке вопросов)** Аналитическая часть - обзор и описание действующей технологической схемы производства аммиака. Технологическая часть – описание технологической схемы получения аммиака. Расчетная часть - материальный и тепловой баланс стадии конверсии метана вторичного риформинга. Экономическое обоснование предлагаемого проекта - Расчет капитальных вложений (инвестиций) по проектному варианту. Расчет эффективности и проектных решений. Безопасность и экологичность проекта- описание рабочего места, оборудования и выполняемых

технологических операций. Опасные и вредные производственные факторы
Мероприятия по разработке безопасных условий труда.

5. Ориентировочный перечень графического и иллюстративного материала

- 5.1 Верхняя колонна разделения воздуха.
- 5.2 Шахтный реактор.
- 5.3 Принципиальная схема разделения воздуха.
- 5.4 Конверсия метана.
- 5.5 Экономические показатели.
- 5.6 Четырёхканальный смеситель.
- 5.7 Принципиальная схема производства аммиака.
- 5.8 Конвертор СО.

6. Консультанты по разделам

- 6.1 Технико-экономическое обоснование.
- 6.2 Безопасность и экологичность технического объекта.

7. Дата выдачи задания « 26 » февраля 2016 г.

Руководитель дипломного проекта _____ (подпись) _____ (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению _____ (подпись) _____ (И.О. Фамилия)

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»
Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой

_____ Г.И. Остапенко
(подпись) (И.О. Фамилия)

« ____ » _____ 20 ____ г.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН

выполнения дипломного проекта

Студента Ершова Дмитрия Дмитриевича

по теме «Оптимизация технологии вторичного риформинга агрегата синтеза аммиака(АМ-76)».

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	10.03.2016			
Аналитическая часть	20.03.2016			
Расчетно-технологическая часть	20.04.2016			
Экономическая часть	15.05.2016			
Безопасность и экологичность проекта	25.05.2016			
Нормоконтроль	05.06.2016			
Выполнение чертежей	01.06.2016			
Заключение	02.06.2016			
Предварительная защита	09.06.2016			
Оформление работы				

Руководитель дипломного проекта

_____ (подпись)

Ю.В. Чариков

_____ (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ (подпись)

Д.Д.Ершов

_____ (И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

В данном дипломном проекте представлена разработка комбинированного реактора синтеза азот-водородной смеси с целью последующего получения из нее аммиака 2000 т/сут и выше. Цель разработки этого реактора не только позволяет увеличить выход продукта, но и достичь неплохой экономической эффект за счет снижения траты сырья и энергоресурсов.

Первая глава посвящена обзору способов получения азот-водородной смеси. Вторая глава посвящена методам оптимизации работы существующих реакторов и описанию отличия разработанного режима реактора от существующего режима работы реактора с описанием конструкционных изменений. А так же во второй главе представлены технологические и конструкционные расчеты, подтверждающие возможность реализации предлагаемого процесса. В третьей главе отражена экологическая проверка процесса. Четвертая глава содержит экономические расчеты.

Настоящий дипломный проект представлен на 104 страницах и содержит 43 таблицы, 21 иллюстрацию, 8 чертежей на листе формата А1 (5 – конструкционных, 2 – схемы, 1- таблица). Для написания использовалось 70 источников литературы.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
ОСНОВНАЯ ЧАСТЬ.....	7
1 АНАЛИТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	7
1.1 Литературный обзор.....	7
1.2 Раздельный способ получения АВС.....	8
1.2.1 Термоокислительный крекинг метана	8
1.2.2 Получение азота на воздухоразделительных установках	11
1.3 Получение АВС на крупнотоннажных агрегатах АМ-76.....	13
1.3.1 Конверсия метана водяным паром	13
1.3.2 Первичный риформинг	17
1.3.3 Вторичный риформинг	19
2 РАСЧЕТНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	21
2.1 Принципиальная схема получения аммиака и ее описание	21
2.2 Патентные сведения о совершенствовании способа получения азотоводородной смеси	23
2.3 Обоснование разработки комбинированного реактора	26
2.4 Технологические расчеты	28
2.4.1 Зависимость выхода водорода от рабочих параметров агрегата	28
2.4.2 Материальный баланс агрегата АМ-76.....	43
2.4.3 Материальный баланс комбинированного реактора	45
2.5 Конструкционный расчет 4-х канального смесителя	53
2.5.1 Расчет и подбор диаметров трубопроводов	53
2.5.2 Расчет толщин стенок трубопроводов	60
2.5.3 Расчет трубопровода подачи конвертированного газа.....	61
3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ТЕХНИЧЕСКОГО ОБЪЕКТА	64
3.1 Технологическая характеристика объекта	64
3.2 Идентификация профессиональных рисков	67
3.3 Методы и средства снижения профессиональных рисков	67
3.4 Обеспечение пожарной безопасности технического объекта.....	68

3.4.1 Идентификация классов и опасных факторов пожара	68
3.4.2 Разработка технических средств и организационных мероприятий	70
3.4.3 Организационные мероприятия по предотвращению пожара	71
3.5 Обеспечение экологической безопасности технического объекта	71
4 ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРОЕКТА	76
4.1 Описание производства и маркетинговый анализ	76
4.2 Расчет годовой производственной мощности	78
4.3 Расчет капитальных вложений (инвестиций) по проектируемому варианту	79
4.4 Расчет численности рабочих и фонда оплаты труда.....	80
4.5 Организация управления производством.....	85
4.6 Расчет себестоимости продукции	88
4.7 Расчет экономической эффективности.....	93
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	96
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	97
ПРИЛОЖЕНИЕ	104

ВВЕДЕНИЕ

Аммиак относится к числу важнейших продуктов химической промышленности, ежегодное его мировое производство достигает 150 млн. тонн. В основном используется для производства азотных удобрений (нитрат и сульфат аммония, мочевины), взрывчатых веществ и полимеров, азотной кислоты, соды (по аммиачному методу) и других продуктов химической промышленности. Жидкий аммиак используют в качестве растворителя. В холодильной технике используется в качестве холодильного агента (R717). В медицине 10% раствор аммиака, чаще называемый нашатырным спиртом, применяется при обморочных состояниях (для возбуждения дыхания), для стимуляции рвоты, а также наружно — невралгии, миозиты, укусы насекомых, обработка рук хирурга [4, 16, 23, 27, 28].

Промышленный способ получения аммиака основан на прямом взаимодействии водорода и азота.



Это так называемый процесс Габера (немецкий физик, разработал физико-химические основы метода). Реакция протекает с выделением тепла при температуре 380 °С и давлении 320 атм. В качестве катализатора используется пористое железо.

На долю России приходится около 9 % мирового выпуска аммиака. Россия — один из крупнейших мировых экспортеров аммиака. На экспорт поставляется около 25 % от общего объема производства аммиака, что составляет около 16 % мирового экспорта. В таблице 1 представлен годовой объем производства аммиака основными химическими предприятиями РФ за период 2013-2015 гг. [11, 35]. В настоящее время производство аммиака осуществляется на крупнотоннажных агрегатах АМ-76 или «Кемико». Эти

агрегаты были введены в эксплуатацию с 70-80-х гг., и до сегодняшнего дня почти ничего не изменилось. [29]

Таблица 1 - Годовой объем производства аммиака основными химическими предприятиями РФ за период 2013-2015 гг.

Компания	Годовой объем, тыс. т		
	2013	2014	2015
ОАО «Гольяптиазот»	2600	2935	3100
ОАО НАК «Азот»	1520	1526	1514,8
ОАО «Акрон»	1530	1526	1114,2
ОАО «Невинномысский азот»	965	1065	1087,2
ОАО «Минудобрения»	950	959	986,2
КООО «АЗОТ»	820	854	957,3
ОАО «Азот»	840	869	920,1
ОАО «Кирово-Чепецкий хим. комбинат »	920	956	881,1
ОАО Череповецкий «Азот»	910	936,1	790,6
ЗАО «Куйбышевазот»	610	615	640
ИТОГО	11665	12241,1	11991,5

Однако инженерные мысли по усовершенствованию работы агрегатов представлялись и продолжают представляться директорам заводов азотной промышленности и иным лицам, каким-либо образом, заинтересованным в предлагаемых проектах. Много интересных идей остается без внимания, и по сей день. Но перспектива разработок есть, потому как цены на сырье и энергоресурсы растут, а стоимость аммиака для потребителя должна быть приемлемой, при том, что тенденция развития за рубежом стремительно «идет в гору». Помимо этого, имеется возможность модернизировать работу существующего реактора с целью увеличения выхода аммиака при вложении, относительно небольших, средств (несоизмеримо с постройкой нового агрегата). [53]

Тема остается актуальной и в наше время, т.к. агрегаты рано или поздно будут заменяться или будут строиться новые агрегаты, что дает предпосылки разработок реакторов большей производительности.

ОСНОВНАЯ ЧАСТЬ

1 АНАЛИТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Литературный обзор

Для получения азот-водородной смеси, в первую очередь, необходим водород. Водород в промышленности получают двумя основными способами: некаталитической высокотемпературной конверсией природного газа (крекинг метана) и паровой каталитической конверсией последнего. Паровая конверсия получила более широкое распространение в промышленности (в производстве аммиака, метанола и др.). В РФ сосредоточено приблизительно 45 % мировых запасов природного газа, что и дало, в свое время, предпосылки для разработки аппаратов получения водорода из природного газа. Выход водорода на агрегате напрямую зависит от состава подаваемого природного газа: чем больше доля предельных углеводородов в последнем, тем больше выход и меньше потребление природного газа. Как правило, на азотные заводы подается природный газ с нескольких месторождений. [4,16, 23]

В таблице 1.1 представлены характеристики природных газов некоторых месторождений (в объемн.%). [53]

Таблица 1.1- Характеристики природных газов

Месторождения природного газа	СН4	С2Н6	С3Н8	С4Н10	С5Н12	СnН2n	СО2	СО	Н2	Н2
Ставропольское	97,6	0,3	0,1	–	–	–	0,5	–	–	1,5
Саратовское	93,0	2,2	0,8	0,2	0,1	–	0,1	–	–	3,6
Дашавское	98,7	0,2	0,3	0,1	–	–	0,1	–	–	0,6
Шебеленское	93,0	4,5	0,8	0,6	0,5	–	0,1	–	–	0,5
Карадагское	93,4	2,2	1,4	1,1	1,2	–	0,5	–	–	0,2
Газли	94,9	3,5	0,9	0,6	–	–	0,1	–	–	–
Оренбургское	92,7	2,2	0,8	0,22	0,1	0,1	0,5			3,4
Краснодарское	92,9	6,0	0,4	0,5	–	–	0,1	–	–	0,1

Все перечисленные в таблице 1.1 газы могут быть использованы в качестве исходного сырья для получения водорода различными способами.

1.2 Раздельный способ получения ABC

1.2.1 Термоокислительный крекинг метана

Высокотемпературная конверсия углеводородных газов представляет собой неполное горение их в кислороде, проводимое в свободном объеме в отсутствие катализатора. Основные продукты горения – водород и окись углерода. Термический крекинг метана осуществляется по следующей реакции (формула 1.1.):



Проведение реакции в отсутствие катализатора обеспечивается температурой, равной 1350-1450 °С и давлением 30-35 атм. Для автотермичности процесса при указанных температурах соотношение кислорода к метану (или другому низшему алкану) несколько повышают по сравнению со стехиометрическим коэффициентом 0,5; в результате чего параллельно крекингу идет реакция горения, в ходе которой образуются двуокись углерода и водяной пар. [41, 42, 46]

Неполное горение метана сопровождается увеличением объема, поэтому применение давления должно препятствовать количественному окислению метана; например, при 20 атм и 1204 °С равновесное содержание метана составляет 0,4 %, в то время как при атмосферном давлении этому содержанию метана соответствует температура около 927 °С.

Однако при более высоких температурах и соответственно больших значениях $\text{O}_2:\text{CH}_4$ давление не лимитирует количественного окисления метана. В этом случае технологическая целесообразность применения давления не вступает в противоречие с термодинамикой. [53, 54, 60]

Для эффективного использования неполного горения метана при получении технологического газа необходимы следующие условия:

- степень окисления метана, близкая к единице;

- высокий выход восстановителей на единицу исходного метана –
 эффективность по углероду $\sigma_c = (\text{CO}+\text{H}_2):\text{CH}_4$;

высокий выход восстановителей на единицу исходного кислорода –
 эффективность по кислороду $\sigma_{\text{O}_2} = (\text{CO}+\text{H}_2):\text{O}_2$.

Состав конвертированного газа (температура исходной смеси 538 °С),
 полученного при различных условиях (P, T) приведен в таблице 1.2.

Таблица 1.2- Состав конвертированного газа

Отношение O ₂ :CH ₄ в исходной смеси	Температура, °С	Состав конвертированного газа, объемн. %				
		H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₄
При 1 атм						
0,505	888	Граница выделения свободного углерода				
0,521	927	65,2	32,79	0,45	1,27	0,29
0,547	1038	64,12	32,7	0,67	2,49	0,02
0,582	1204	62,14	32,4	0,91	4,55	0
0,616	1371	60,36	31,93	1,14	5,57	0
При 10 атм						
0,488	996	Граница выделения свободного углерода				
0,522	1038	62,8	32	0,72	2,65	1,83
0,55	1093	63,03	32,34	0,78	3,21	0,64
0,58	1204	62,03	32,38	0,92	4,56	0,11
0,615	1371	60,35	31,93	1,14	6,57	0,01
При 10 атм						
0,48	1040	Граница выделения свободного углерода				
0,528	1093	61,81	31,7	0,83	3,39	2,27
0,576	1204	61,81	32,28	0,92	4,59	0,38
0,615	1371	60,34	31,92	1,14	6,58	0,02

Из таблицы видно, что при повышении соотношения O₂:CH₄ в
 исходной смеси, температура увеличивается, а содержание метана наоборот,
 - уменьшается. [60, 61, 62]

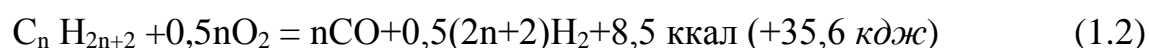
Влияние давления на состав конвертированного газа показано в
 таблице 1.3.

Таблица 1.3- Влияние давления на состав конвертированного газа

Давление, атм	Температура предварительного нагрева, 0С		O ₂ : S Cl	Температура реакционной зоны, 0С	Состав конвертированного газа, объемн. %				
	Природного газа	кислорода			CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂ +Ar
10	280	205	0,684	1430	2,6	33,9	60,4	0	3,1
	285	185	0,686	1450	2,5	34,4	60	0,4	2,7
	275	200	0,682	1430	2,4	33,9	59,2	0,5	4
20	285	185	0,676	1420	2,5	34	60,4	0,3	2,8
	310	185	0,674	1400	2,4	34,2	60,4	0,5	2,5
	300	190	0,672	1390	2,3	34,4	60,5	0,2	2,6
30	260	170	0,678	1330	2,6	34,1	60,6	0,3	2,4
	290	175	0,674	1410	2,6	33,8	60,2	0,5	2,9
	300	185	0,682	1390	2,5	33,5	60,5	0,4	3,1

Выше приведенные таблицы показывают зависимость состава конвертированного газа от температуры и давления. При увеличении температуры преодолевается граница выпадения свободного углерода и уменьшается содержание остаточного метана в конвертированном газе, выход водорода колеблется 59-65 %. Давление существенного влияние на состав газовой смеси не оказывает. В промышленности используют высокие давления (чтобы подвергать крекингу значительные объемы метана) и высокие температуры (при высоких температурах углерод не выпадает).

Помимо метана в природном газе (в зависимости от месторождения) содержатся низшие предельные углеводороды, реакция неполного горения которых выглядит следующим образом:



В результате реакции (1.2) образуется конвертированный газ, содержащий 53 – 60 % H₂; 39 – 43 % CO; около 1 % CO₂ и до 7 % воды. Условия протекания процесса (P, T) такие же, как для метана, что дает

возможность подвергать крекингу природный газ без выделения отдельных компонентов из него. Для паровой конверсии время пребывания газа на катализаторе составляет около 2 секунд, а для высокотемпературной некаталитической это время составляет около 1,3 секунды. [60, 61, 62]

1.2.2 Получение азота на воздухоразделительных установках

Существует 3 вида установок разделения воздуха с целью выделения из него таких газов, как азот, кислород, благородных газов: криогенный, адсорбционный и мембранный. Два последних вида, несмотря на определенные достоинства, имеют ограниченное распространение из-за трудности создания таких установок большой производительности. [60, 61, 62]

На рис. 1.2 представлены диапазоны производства и доставки азота.

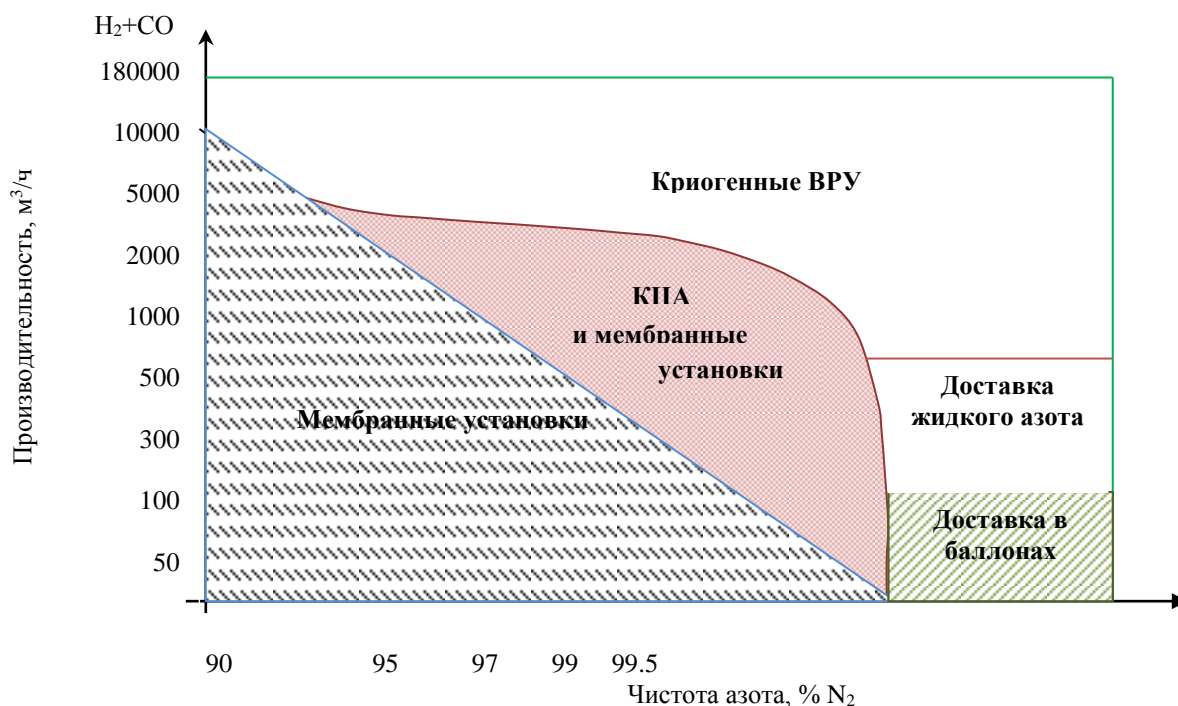


Рисунок 1.2 - Диапазоны производства и доставки азота

Криогенные воздухоразделительные установки чистого газообразного азота под давлением типа Ад предназначены для получения и выдачи

непосредственно из блока разделения чистого газообразного азота под давлением до 0,75 МПа, а также небольших количеств жидкого азота. Установки выпускаются в блочно-модульном исполнении с полной заводской готовностью отдельных блоков-модулей. Для крупных азотных ВРУ, возможны модификации с двухколонным ректификационным аппаратом и повышенной степенью извлечения азота. Принципиальная схема таких установок представлена на рис. 1.3.

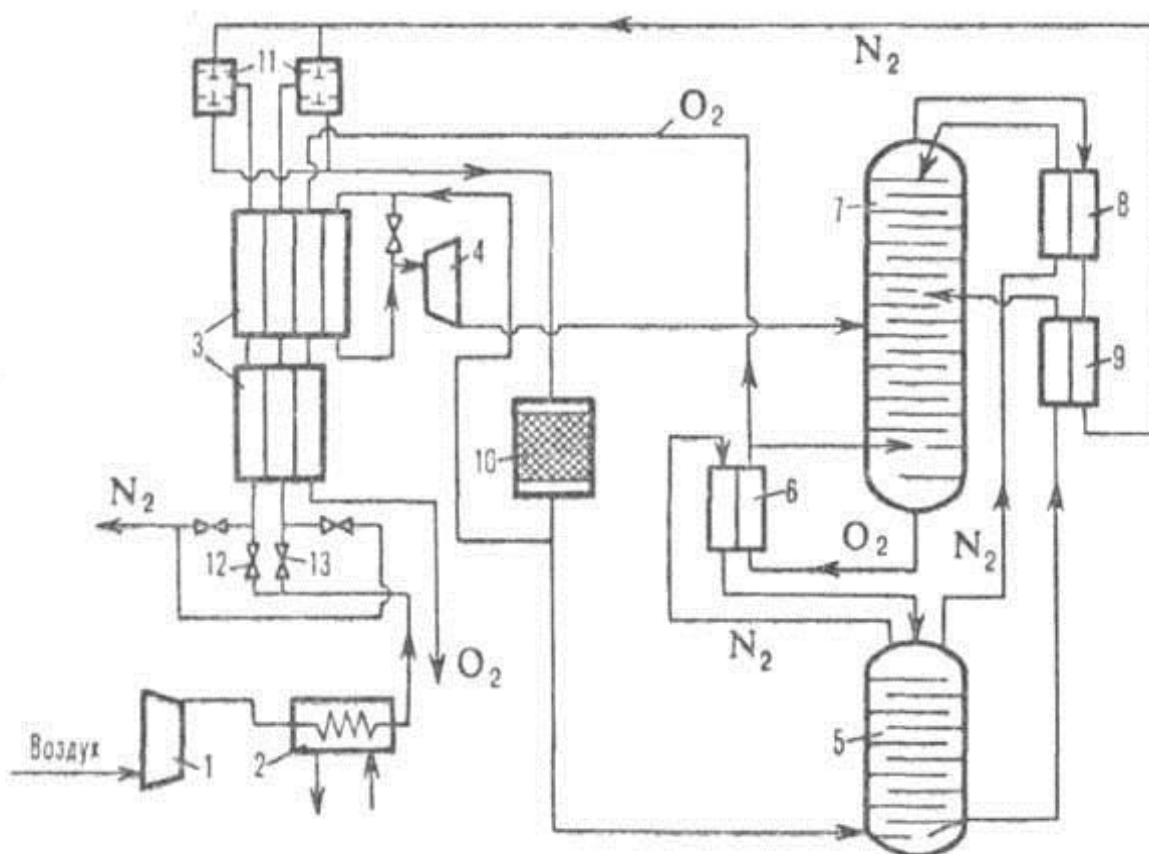


Рисунок 1.3 -Принципиальная схема ВРУ низкого давления

где 1-турбокомпрессор; 2- концевой холодильник; 3-реверсивные теплообменники; 4- турбодетандер; 5,7- соответственно нижняя и верхняя ректификационные колонны; 6- конденсатор-испаритель; 8,9-охладители соответственно азотной флегмы и кубовой жидкости; 10-адсорбер; 11,12,13- клапаны соответственно автоматического и принудительного переключения потоков.

Сжатый в компрессоре воздух охлаждается затем продуктами разделения до -170°C в переключающихся регенераторах или реверсивных пластинчатых теплообменниках. Одновременно с понижением температуры воздуха вымораживаются в нём водяные пары и CO_2 . Затвердевшие примеси сублимируются и выносятся при рекуперации холода продуктами разделения и при соответствующем переключении теплообменных аппаратов. Далее воздух подвергается адсорбционной очистке от ацетилена и других взрывоопасных примесей и делится на три потока.

Первый (большая часть воздуха) поступает на разделение в нижнюю колонну. Второй подогревается в теплообменниках и смешивается с третьим потоком; смесь после расширения в турбодетандере направляется на разделение в верхнюю колонну. В нижней колонне происходит предварительная ректификация воздуха на 97,0-99,9%-ный азот и жидкость, содержащую 36-40% кислорода; последняя окончательно разделяется на N_2 и O_2 требуемой концентрации в верхней колонне.

В обеих колоннах в результате массообмена между поднимающимися вверх парами N_2 и O_2 и стекающей вниз флегмой (жидким N_2) пары обогащаются азотом (конденсируется высококипящий O_2), а жидкость – кислородом (испаряется низкокипящий N_2). При этом азот отводится из верхней колонны сверху, а кислород – из её куба.

1.3 Получение АВС на крупнотоннажных агрегатах АМ-76

1.3.1 Конверсия метана водяным паром

Получение азотоводородной смеси на агрегатах типа АМ-76 или Кемико (США) основано на каталитической конверсии метана водяным паром. Параллельно этой реакции идет конверсия образовавшегося CO . Реакции выглядят следующим образом:





Реакция эндотермичная, требующая подвода тепла извне, поэтому в промышленности необходимо часть природного газа сжигать для достижения необходимой температуры в зоне реакции. [30, 31, 32, 33, 34]

Равновесный состав сухого конвертированного газа, его влажность и степень конверсии CH_4 и CO при взаимодействии метана с водяным паром для температур 827—1127 °С, давлении 1—40 атм и отношений $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$ в исходной смеси 1:2 приведены в таблице 1.4. Составы равновесной газовой смеси при взаимодействии метана с водяным паром при давлении 1-40 атм и температурах 527-827 °С, но отношениях $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$ в исходной смеси 1:4 и 1:6, представлены в таблицах 1.5 и 1.6 соответственно.

Таблица 1.4- Равновесный состав сухого конвертированного газа

Температура, оС	Давление, атм	Степень превращения, %		Состав сухого кон. Газы, %				Влажность кон.газа, объем Н2О
		CH4	CO	CO2	CO	H2	CH4	
Отношение $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$ в исходной смеси – 1 : 2								
827	1	99,59	19,3	4,7	19,2	76,0	0,1	0,192
	5	92,6	20,1	5,1	18,2	74,9	1,8	0,219
	10	82,2	21,0	5,7	16,7	72,8	4,8	0,264
	20	67,9	21,8	6,7	14,2	69,2	9,9	0,339
	30	59,1	21,4	7,1	12,6	66,6	13,7	0,401
	1	99,59	19,3	4,7	19,2	76,0	0,1	0,192
	5	92,6	20,1	5,1	18,2	74,9	1,8	0,219
	10	82,2	21,0	5,7	16,7	72,8	4,8	0,264
	20	67,9	21,8	6,7	14,2	69,2	9,9	0,339
	30	59,1	21,4	7,1	12,6	66,6	13,7	0,401
927	1	–	–	3,8	20,3	75,9	0,01	0,203
	10	–	–	4,0	19,8	75,2	1,0	0,216
	20	–	–	4,4	18,7	73,8	3,1	0,250
	30	–	–	4,8	17,7	72,3	5,2	0,282
	40	–	–	5,1	16,8	70,9	7,2	0,312
1027	1	–	–	3,1	21,1	75,8	0,002	0,210
	10	–	–	3,2	20,9	75,7	0,20	0,213
	20	–	–	3,3	20,7	75,3	0,7	0,222
	30	–	–	3,5	20,3	74,7	1,5	0,233
	40	–	–	3,6	19,9	74,1	2,4	0,246

Продолжение таблицы 1.4

1127	1	–	–	2,7	21,6	75,7	0,000	0,216
	10	–	–	2,7	21,6	75,7	0,045	0,217
	20	–	–	2,8	21,5	75,5	0,2	0,219
	30	–	–	2,8	21,4	75,4	0,4	0,223
	40	–	–	2,8	21,3	75,2	0,7	0,227

Таблица 1.5- Составы равновесной газовой смеси при взаимодействии метана с водяным паром при давлении 1-40 атм и температурах 527-827 °С, но отношениях $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$ в исходной смеси 1:4

Температура, °С	Давление, атм	Степень превращения, %		Состав сухого кон. Газы, %				Влажность кон.газа, объем H_2O
		CH_4	CO	CO_2	CO	H_2	CH_4	
Отношение $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$ в исходной смеси – 1 : 4								
527	1	61,5	51,2	15,2	3,2	70,1	11,5	0,955
	5	35,5	32,2	13,4	1,4	58,2	27,0	1,392
	10	27,4	27,5	12,3	1,1	51,7	34,9	1,667
	20	21,0	19,9	10,9	0,6	45,3	43,2	1,950
627	1	91,7	57,3	13,5	7,9	76,7	1,9	0,579
	5	63,1	46,2	13,8	5,0	70,2	11,0	0,866
	10	50,0	39,2	13,7	3,7	65,4	17,2	1,075
	20	38,9	32,3	13,0	2,6	59,8	24,6	1,320
	30	33,3	28,4	12,4	2,2	56,1	29,3	1,481
727	1	99,4	49,5	11,1	11,2	77,6	0,14	0,560
	5	89,6	47,9	11,6	10,0	76,0	2,4	0,631
	10	77,6	44,7	11,8	8,7	73,6	5,9	0,736
	20	63,5	40,4	12,1	7,0	69,9	11,0	0,894
	30	55,2	37,2	12,3	6,0	67,0	14,7	1,016
827	1	99,94	41,7	9,5	13,2	77,3	0,013	0,585
	5	98,6	41,6	9,5	13,1	77,1	0,3	0,592
	10	95,2	41,3	9,7	12,6	76,6	1,1	0,618
	20	86,9	40,2	10,1	11,6	75,1	3,2	0,681
	30	79,5	39,0	10,3	10,8	73,5	5,4	0,745

Таблица 1.6 - Составы равновесной газовой смеси при взаимодействии метана с водяным паром при давлении 1-40 атм и температурах 527-827 °С, но отношениях $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$ в исходной смеси 1:6

Температура, °С	Давление, атм	Степень превращения, %		Состав сухого кон. Газа, %				Влажность кон.газа, объем H_2O
		CH_4	CO	CO_2	CO	H_2	CH_4	
Отношение $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$ в исходной смеси – 1 : 6								
527	1	75,5	65,3	16,7	2,6	74,4	6,3	1,169
	5	45,9	42,2	15,0	1,4	64,3	19,3	1,833
	10	36,0	33,8	14,0	1,0	58,5	26,5	2,195
	20	27,8	26,5	12,6	0,7	52,2	34,5	2,597
	30	23,8	22,8	11,9	0,4	48,5	39,2	2,846
627	1	97,2	70,5	15,3	5,8	78,3	0,6	0,934
	5	76,8	59,9	15,3	4,4	74,4	5,9	1,188
	10	68,0	51,4	15,0	3,4	70,7	10,9	1,427
	20	50,1	42,7	14,8	2,5	65,8	16,9	1,732
	30	43,3	37,8	14,1	2,1	62,6	21,2	1,941
727	1	99,8	62,5	13,4	8,2	78,4	0,04	0,949
	5	96,1	61,1	13,7	7,7	77,8	0,8	0,984
	10	88,8	58,4	13,8	7,0	76,5	2,7	1,066
	20	76,7	53,3	14,0	6,0	74,0	6,0	1,227
	30	68,5	49,5	13,9	5,4	72,0	8,7	1,358
827	1	99,98	54,2	11,9	10,1	78,0	0,004	0,980
	5	99,6	54,2	11,9	10,1	77,9	0,1	0,984
	10	98,3	53,9	12,0	10,0	77,6	0,4	0,996
	20	94,3	52,9	12,0	9,6	77,2	1,2	1,041
	30	83,8	51,7	12,3	9,0	76,2	2,5	1,236

Как видно из таблиц, с повышением температуры, понижением давления и увеличением относительного количества водяного пара степень превращения метана возрастает, степень превращения CO с повышением температуры сначала повышается, а затем начинает стремительно падать, когда с увеличением давления она только падает. При увеличении давления степени конверсий метана и окиси углерода падают.

1.3.2 Первичный риформинг

Первичный риформинг – это стадия проведения паровой конверсии метана в трубчатых печах. На крупнотоннажных агрегатах производства метанола, аммиака получили распространение прямоточные многорядные трубчатые печи. [25]

Печь состоит из двух блоков, топочной (радиационной) камеры и блока использования тепла домовых газов (камеры конвекции) со встроенным вспомогательным котлом. Основным преимуществом таких печей является их компактность и относительно небольшие тепловые потери.

В топочной камере установлены 12 параллельных секций (6 в каждом блоке), каждая из которых включает 42 реакционных трубы. Трубы каждой секции вварены в нижний секционный коллектор. Коллектор футерован блоками из огнеупорного бетона, облицованными листовым инколоем. Трубы подвешены на пружинах секции труб свободно висят в топочном пространстве камеры. Кольцевые зазоры между реакционными трубами и сводом топочной камеры уплотняют огнеупорными сальниковыми устройствами.

Парогазовая смесь из коллекторов равномерно распределяется по газоподводящим трубам между реакционными трубами, в которых на никелевом катализаторе протекает паровая конверсия низших предельных углеводородов, содержащихся в подаваемом природном газе. Конвертированный газ собирается в секционные коллекторы и поднимается по газоотводящим трубам в общий газосборный коллектор, футерованный теплоизоляционным бетоном и помещённый в водяную рубашку. Далее, конвертированный газ, по газосборному коллектору, направляют следующую стадию процесса в шахтный реактор (вторичный риформинг).

Топочное пространство печи футеруют несколькими слоями огнеупорных материалов. Снаружи топочная камера покрывается металлической обшивкой, температура которой в рабочем состоянии не

превышает 60 °С. В топочное пространство печи вмонтированы горелки, расположенные в своде камеры. Все горелки объединены коллекторами, подводящими к ним природный газ и воздух (иногда нагретый до 300 °С). Огнеупорные блоки свода топочной камеры подвешены на металлических шарнирных крюках, камера снабжена смотровыми окнами, люками-лазами и облицована сварным кожухом из стали толщиной 5 мм.

Дымовые газы поступают в газоходы, горизонтально расположенные секциями реакционных труб в нижней части печи, и при 900-1100 °С направляют в конвективную камеру. Пройдя теплообменники конвективной камеры, дымовые газы подаются в дымосос, откуда при температуре не более 160 °С выбрасываются в атмосферу. Недостатками печи данной конструкции являются невозможность отключения одной или нескольких реакционных труб при аварийном их состоянии без остановки всего агрегата и низкий коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов. Техническая характеристика трубчатых печей приведена в таблице 1.7.

Таблица 1.7- Техническая характеристика трубчатых печей

Общая высота печи, м	25-30
Рабочее давление, атм	25-40
Характеристика единичной реакционной трубы	
Длина, м	11-14
Внутренний диаметр, мм	70-130
Толщина стенки, мм	16-20
Рабочая температура стенки, 0С	900-1000
Тепловое напряжение на 1 м ² стенки, ккал/(м ² ×ч)	46000-70000
Объем катализатора в трубе, м ³	0,09-0,15
Количество конвертируемого природного газа, м ³ /ч	80-150
Гидравлическое сопротивление трубы, атм	2-7
Объемная скорость по сухому природному газу, ч ⁻¹	750-2000
Число труб в печи, шт	500-600

1.3.3 Вторичный риформинг

Следующей стадией после трубчатой печи в производстве аммиака является шахтный реактор (вторичный риформинг). Шахтный реактор предназначен для проведения практически полной конверсии метана, оставшегося в газе после трубчатой печи, и введения в состав получаемого технологического газа необходимого количества азота. Он представляет собой вертикально расположенную металлическую обечайку из мелкоуглеродистой котельной стали. Верхняя часть аппарата служит основанием приваренного к нему корпуса смесительной камеры, нижняя заканчивается сферическим или коническим днищем. Внутри реактор футерован жароупорным бетоном. [25]

Конвертируемый газ при температуре 800 – 830 °С поступает из трубчатых печей по футерованному газоходу (коллектору) в смесители шахтных реакторов для смешения с воздухом. Ввод газа осуществляется радиально. Воздух поступает в реактор по специальному распределительному устройству. Реактор имеет выносную горизонтальную камеру сжигания. Температура воздуха на входе в реактор 500-530 °С.

Во всех реакторах при смешивании потоков скорость истечения воздуха составляет 20-60 м/с. Более высокая температура горения в нижней части смесителя. Тепловое напряжение в свободном объёме шахтного реактора (над катализатором) $(12,56-117,94) \cdot 10^6$ кДж/м³. Температура парогазовой смеси над катализатором после реакции с кислородом воздуха составляет 1200-1300 °С.

Конвертированный газ трубчатой печи, содержащий 8-11 % природного газа проходит через слой катализатора, где реагирует с водяным паром. На выходе из шахтного реактора содержание природного газа в конвертированном не должно превышать 0,3 % (об.). Катализатор загружают в шахту реактора через верхний штуцер, расположенный на смесительном устройстве или под котлом утилизатором. Сопротивление слоя катализатора

составляет не более 10^6 Па. Температура газа на выходе из слоя катализатора составляет около 1000°C .

Техническая характеристика некоторых промышленных реакторов приведена в таблице 1.8.

Таблица 1.8- Техническая характеристика некоторых промышленных реакторов

Производительность, т/сут (по NH_3)	1360-1400
Рабочее давление, атм	30-35
Объём катализатора, м ³	38
Объёмная скорость (по сухому газу на выходе), ч ⁻¹	4000-5000
Общая высота, м	20
Наружный диаметр, м	5,2

2 РАСЧЕТНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Принципиальная схема получения аммиака и ее описание

Принципиальная схема производства аммиака мощностью 1360 т. в сутки с получением синтез-газа конверсией природного газа в трубчатых печах под давлением около 30 атм представлена следующим образом: Природный газ сжимают компрессором до 35—40 атм, подогревают до 350-400 °С в подогревателе, расположенном в дымоходе трубчатой печи, и подают в аппарат гидрирования сероорганических соединений, а затем в адсорбер сероводорода. Очищенный природный газ с содержанием серы не более 1,0 мг/м³ смешивают с водяным паром в соотношении пар:газ, равное 3,7. Полученную паро-газовую смесь, подогретую до 500 °С, направляют в радиационную часть трубчатой печи 5 при давлении около 33 атм. [14]

Радиационная часть состоит из двух блоков, в каждом из которых установлено по 252 реакционных труб, заполненных никелевым катализатором. Тепло, необходимое для протекания процесса конверсии, получают сжиганием природного газа в горелках, установленных в межтрубном пространстве печи 5. Количество сжигаемого природного газа составляет примерно 40% от расхода природного газа на конверсию. Дымовые газы из радиационной части при температуре около 1000 °С поступают в конвективную часть печи, общую для обоих реакционных блоков. Здесь установлены теплообменные устройства для подогрева основных технологических потоков и получения перегретого водяного пара высоких параметров. Дымовые газы при температуре около 150 °С дымососом выбрасываются в атмосферу. Конвертированный газ, содержащий 8-11 % остаточного природного газа, из реакционных труб при температуре около 810 °С поступает в футерованный огнеупорным кирпичом коллектор (самостоятельный для каждого блока). [30, 31, 32, 33, 34]

Оба коллектора жестко соединены со смесителем шахтного реактора (конвертора) второй ступени. В смеситель нагнетается воздух, предварительно подогретый в блоке теплоиспользующей аппаратуры

трубчатой печи до температуры 500 °С. В верхнем свободном пространстве конвертора часть водорода и метана сгорает, при этом выделяется тепло, необходимое для конверсии остаточного метана парам в слое никелевого катализатора.

Из конвертора газ, содержащий (в пересчете на сухой) 9% CO₂, 11% CO, 57% H₂, 0,25% CH₄, 22,75% N₂, под давлением 29 атм при 960 °С поступает в котел-утилизатор, предназначенный для получения пара под давлением 100—140 атм. При температуре 360-400 °С газ направляется сначала в конвертор с железо-хромовым катализатором, а затем через теплообменник в конвертор с цинк-хром-медным катализатором, в которых протекает конверсия CO.

Конвертированный газ, содержащий не более 0,3% CO, охлаждается в теплообменнике, и поступает в абсорбер для очистки от двуокиси углерода раствором углекислого калия или моноэтаноламина. Дальнейшая очистка газа от остатков окиси и двуокиси углерода (являющихся ядами для катализатора синтеза аммиака) производится гидрированием их на никелевом катализаторе в метанаторе при температуре 320—350 °С.

Полученный синтез-газ сжимается компрессором, смешивается с циркулирующим газом и после сжатия до 320 атм в компрессоре. Пройдя аппараты воздушного охлаждения, сепараторы и, охладившись в теплообменниках, АВС (азотоводородная смесь) поступает в колонну синтеза аммиака, где на промотированном железном катализаторе при температуре около 380 °С протекает синтез аммиака. Выходящий из колонны синтез-газ направляется последовательно в котел-утилизатор, сепаратор, аммиачный холодильник, сепаратор и возвращается в циркуляционный компрессор. Сконденсированный аммиак, отделенный в сепараторах и непрерывно выводится из системы. [23,27,28]

2.2 Патентные сведения о совершенствовании способа получения азотоводородной смеси

Аммиак NH_3 является важнейшим химическим продуктом, наиболее крупными потребителями которого являются: промышленность минеральных удобрений, взрывчатых и горючих веществ, химических волокон, пластических масс и другие.

Процесс получения аммиака является многостадийным. Термодинамический анализ производства аммиака показывает, что наибольшие потери энергии, - 48 %, наблюдаются на стадии двухступенчатой конверсии природного газа. К основным составляющим потерь энергии в трубчатой печи относятся:

- потери при горении метана в межтрубном пространстве трубчатой печи;
- потери при передаче теплоты через стенки реакционных труб;
- потери в процессе конверсии метана, осуществляемой в реакционных трубах;
- потери на смешение метана и водяного пара перед конверсией;
- потери на смешение метана и воздуха на входе в камеру сгорания (межтрубное пространство трубчатой печи). Основная составляющая потерь энергии в шахтном реакторе – потери на смешение потоков в головной части реактора.

Разработан способ проведения двухступенчатой конверсии природного газа с байпасной подачей части природного газа, прошедшего сероочистку в шахтный реактор (вторичный риформинг). Результаты расчетов показали, что на первой ступени конверсии природного газа агрегата синтеза аммиака соотношение пар:газ можно снизить до 3,3:1, сокращая при этом расход природного газа на 5% об., добавлением его на вторичный риформинг. [12,13,14]

Целью изобретения является экономия энергосырьевых ресурсов. Поставленная цель достигается тем, что 20 % природного газа, прошедшего сероочистку будет подаваться по байпасной линии в шахтный реактор, разгружая при этом первичный риформинг. Причем, природный газ, подаваемый по байпасной линии будет делиться на два потока. Первый поток составляет 65 % от природного газа байпасной линии, и будет подаваться в смеситель шахтного реактора для сжигания в гомогенной зоне (для поддержания необходимой температуры конвертированного газа в слое катализатора 1200-1300 °С). Второй поток, смешиваясь с конвертированным газом первичного риформинга, проходит через слой катализатора с образованием водорода. При этом содержание природного газа в КГ (конвертированный газ) не будет превышать 0,3 %.

Анализ показал, что существующей массы катализатора в шахтном реакторе вполне достаточно для поддержания предлагаемого режима. Сокращение подачи природного газа на 5% на первичный риформинг с направлением его непосредственно на вторичный риформинг в совокупности со снижением соотношения пар:газ 3,3:1 при той же производительности позволит снизить расход пара на технологию на 10 %. Принципиальная схема описанного способа представлена на рисунке. 2.1.

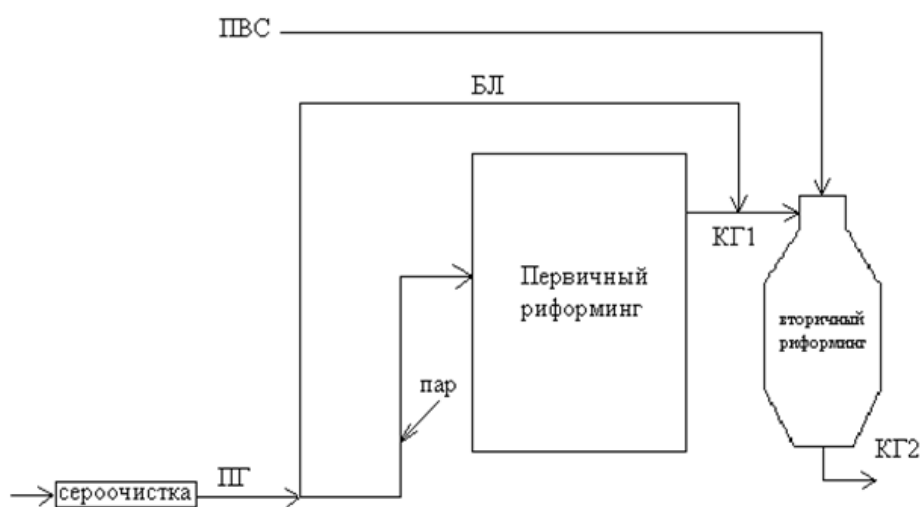


Рисунок 2.1 – ПГ-природный газ; ПВС-паровоздушная смесь; БЛ-Байпасная линия; КГ1-конвертированный газ первичного риформинга; КГ2-конвертированный газ вторичного риформинга

На стадии вторичного риформинга необходимо применять устойчивый и активный катализатор. Такие катализаторы выпускаются как в СНГ, так и ведущими зарубежными фирмами, например, “Topsoe” и “ICI”.

Зарубежными технологическими решениями оптимизации получения азотводородной смеси являются:

1) Наличие предриформинга (Haldor Topsoe). Процесс проводится в адиабатическом реакторе со стационарным слоем катализатора, который устанавливается до печи первичного риформинга. В реакторе предриформинга все высшие углеводороды полностью превращаются в смесь оксида углерода, водорода и метана. Предриформинг позволяет снизить соотношение пар/газ, улучшить показатели сероочистки, достичь экономии топлива на 5-10% и повысить мощность собственно риформинга на 15-25%. [30,31

2) Комбинированный риформинг природного газа. Комбинированный риформинг природного газа включает трубчатую печь (отсутствует вспомогательный котел) в комбинации с трубчатым реактором рекуперативного риформинга и реактором вторичного риформинга. Комбинированная система риформинга позволяет изменять соотношение между потреблением природного газа и электроэнергии, экспортом и импортом пара, оставляя при этом суммарное потребление энергии на тонну аммиака, потери тепла и выбросы в окружающую среду минимальными.

3) Подача избыточного количества воздуха на вторичный риформинг и более мягкие условия первичного риформинга (фирма “ICI”, процесс AMV). Парогазовая конверсия проводится не до 8-10% содержания метана, а гораздо выше, что дает возможность экономить топливо для обогрева печи. Для обеспечения конверсии большего количества метана во вторичном риформинге, в реактор подается дополнительное количество воздуха. Избыточный азот удаляется вместе с инертными примесями в криогенной системе. Уровень инертных в контуре синтеза гораздо ниже, чем в обычной схеме, и продувочный газ снова циркулирует в криогенной системе.

Агрегаты ICI (AMV Process) отличаются следующие особенности:

а) подача избыточного (на 20%) количества воздуха во вторичный риформинг и более мягкие условия первичного риформинга;

б) низкое давление синтеза (80-110 атм);

в) рекуперация водорода из продувочных газов при давлении синтеза;

г) экономия энергии (6.8-6.9 Гкал/т).

4) Замена трубчатой печи на первой стадии на риформинг-установку с газовым обогревом (фирма ICI, LCA Process). Основные особенности процесса:

а) первичный риформинг без огневого подогрева;

б) большой избыток воздуха во вторичном риформинге;

в) соотношение пар:газ=2.5;

г) конверсия CO в одну стадию;

д) выделение N₂, Ar, CO₂ методом КЦА;

е) давление синтеза – 80 атм.

5) Использование катализатора с немикропористым основанием для производства синтез-газа. [37]

2.3 Обоснование разработки комбинированного реактора

Комбинированный реактор синтеза ABC технологически представляет собой агрегат AM-76 с пониженным слоем катализатора 2 м в шахтном реакторе, отличающийся добавлением некоторых модернизаций. Основная модернизация заключается в объединении паровой каталитической конверсии метана и высокотемпературной некаталитической конверсии с целью получения ABC в объеме, достаточном для выхода аммиака 2000 т/сут и выше. На первичном риформинге (в трубчатой печи) никаких изменений не будет. Изменения начнутся со вторичного риформинга (с шахтного реактора), - с замены 2-х канального смесителя на 4-х канальный (для создания необходимой температуры КГ перед слоем катализатора и для проведения крекинга метана с целью увеличения выхода водорода), а также с

перенесения ввода контактного газа трубчатой печи (раньше ввод был через 2-х канальный смеситель) в зону, расположенной чуть ниже, чем реакционная зона 4-х канального смесителя.

Следующим моментом является разгрузка вторичного риформинга от азота, который в колоссальном объеме (50000-80000 м³/ч), поступившем вместе с воздухом, проходит все стадии до колонны синтеза (конверсия СО, очистка от СО₂, метанатор и пр.). Эта разгрузка дает свободный объем для проведения крекинга метана в 4-х канальном смесителе.

Азот, без которого невозможно получить конечный продукт, - аммиак; и, от которого был разгружен шахтный реактор будет получаться из топочных газов печи риформинга (состав: N₂ – 70%; СО₂ – 10%; О₂ – 3-6%; Н₂О – 12-13%; 2-3% - инертные газы). Предварительно пройдя стадии: аппарат охлаждения газа, сепаратор, компрессия до 40 атм, очистка от кислорода (выжиганием подачей природного газа), очистка от двуокиси углерода (методом абсорбции).

Вследствие нагружения шахтного реактора дополнительным объемом метана увеличатся объемы, выходящих с вторичного риформинга газов СО и СО₂, которые являются ядами для катализатора на колонне синтеза аммиака. Поэтому поток конвертированного газа перед конвертером СО и абсорбером, метанатором разделится на два потока (будут установлены дополнительно конвертор, абсорбер, метанатор) в каждом случае (для соответствующей конверсии СО и очистки от СО₂).

Схема с зоной термического крекинга метана в шахтном реакторе не будет существенно отличаться от байпасной, на которой необходимо поставить регулирующую и запорную аппаратуру и сменить 2-х канальный смеситель на 4-х канальный. По внутреннему каналу поступает дополнительный метан, прошедший сероочистку и нагретый до 600 °С, в объемах, достаточных для создания необходимой температуры в реакционной зоне (1250 град С.), и для термического крекинга в водород в пустом объеме верхней зоны реактора. По второму каналу подается

кислород, который будет подаваться с воздухоразделительной установки криогенного типа. По 3-му каналу осуществляется подача водяного пара, который, окружая факел, будет предотвращать возможность взаимодействия в гомогенной зоне контактного газа первичного риформинга с кислородом. По 4-му каналу подается углекислый газ, способный предотвращать с помощью реакции газификации углерода, возможность проскока углерода в зону катализатора и его зауглероживания.



Помимо этого, данный прием желательно использовать в качестве технологии, снижающей выбросы углекислого газа, имеющегося всегда на азотных заводах в избытке, и приводящего к возникновению парникового эффекта. Это предусмотрено и приветствуется согласно подписанного Россией Киотского протокола.

2.4 Технологические расчеты

2.4.1 Зависимость выхода водорода от рабочих параметров агрегата

Технологические расчеты произведены с помощью компьютерной программы «RIFOR» и которая отражает существующий режим работы агрегата. При этом учитывалось соотношение водорода и азота, которое должно находиться в пределах 2.90-3.10. Всего проведено 3 серии расчетов:

- расчеты возможностей действующего режима работы первичного и вторичного риформинга по выработке АВС с возможностью ее получения в пределах, достаточных для синтеза 1360 т/сут аммиака;

- расчеты при варьировании дополнительной подачи метана на вторичный риформинг (вариант диссертационной работы М.А. Лебедева (см. п.2.2.1.) с получением АВС, достаточном для синтеза аммиака 1800 т/сут);

- расчеты, аналогичные 2-й серии, но с реализацией на вторичном риформинге комбинированного режима работы: проведение в верхней зоне

реактора – кислородо-термического крекинга метана с разными степенями его превращения в водород в пределах от 10 до 70% и последующего каталитического превращения избыточного метана. Основная поставленная цель данных расчетов – доказать возможность получения АВС в пределах, достаточных для синтеза аммиака 2000 т/сут.

В данном разделе будут рассмотрены зависимости выхода газовой смеси H_2+CO в конвертированном газе со вторичного риформинга от технологических параметров работы агрегата в трубчатой печи (первичный риформинг) и в шахтном реакторе (CO учитывается, т.к. при взаимодействии с водяным паром выделяет молекулу водорода). Определение будет проводиться методом однопараметрических расчетов, т.е. изменяется только один параметр, влияние которого на систему и определяется. Каждый оптимально подобранный параметр будет использован при построении следующей зависимости. На графике по оси абсцисс будет параметр, зависимость от которого находилась; а по оси ординат будет выход газа H_2+CO в $m^3/ч$.

1. Зависимость от объема подаваемого природного газа на первичный риформинг. Объем подаваемого природного газа варьировали в пределах от 30 до 40 тыс. куб. м./час с шагом 1 тыс. м³/ч. Результаты расчётов приведены в на рис. 2.2.

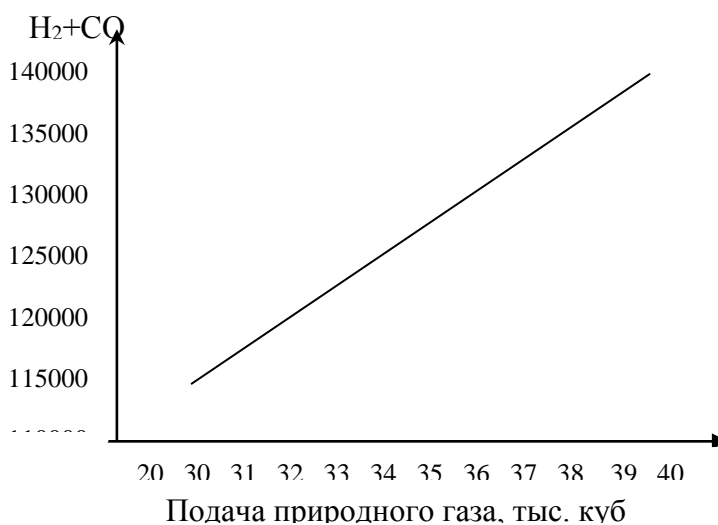


Рисунок 2.2- Зависимость выхода от подачи природного газа

На основании проведённого расчёта выбрана оптимальная подача объёма природного газа, равная 40000 м³/час, при которой достигается производительность агрегата по аммиаку 1360 т/сут.

2. Зависимость от давления на первичном риформинге. Давление варьируется в пределах от 40 до 45 с шагом 1 атм. В качестве опорного варианта взят первый вариант из методичного пособия, результаты расчётов на рис. 2.3.

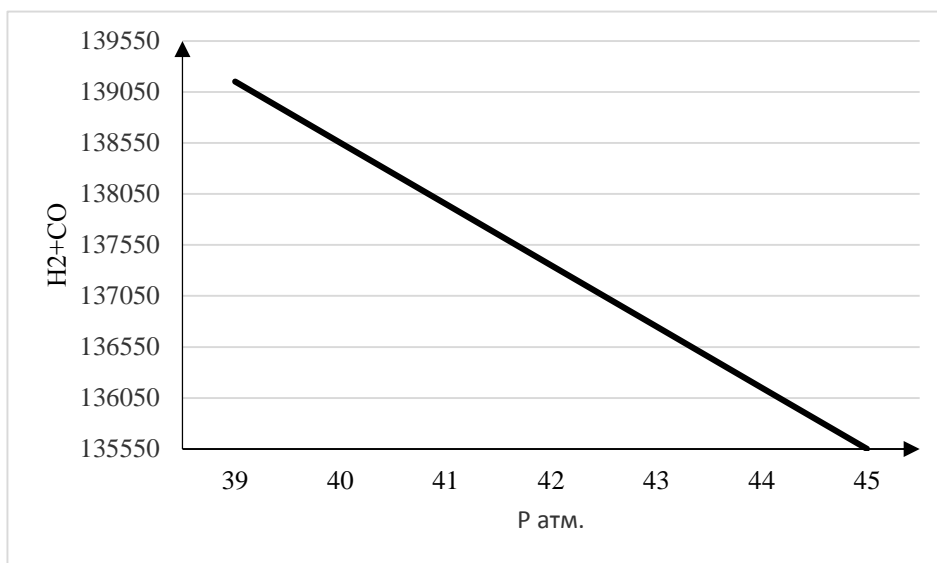


Рисунок 2.3- Зависимость выхода от давления на первичном риформинге

Давление с увеличением уменьшает выход газа, следовательно, берется меньшее значение из интервала, т.е. P= 40 атм.

3. Зависимость от отношения пар:газ в исходной смеси. Значения варьируются в интервале от 3,0 до 4,0 с шагом 0,2. В качестве опорного варианта взят первый вариант из методичного пособия, результаты расчётов на рис. 2.4.

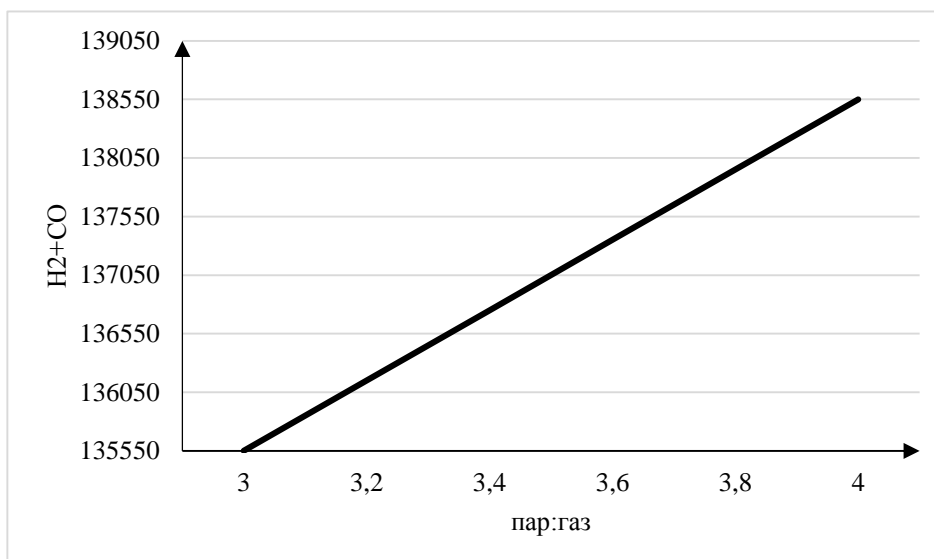


Рисунок 2.4- Зависимость выхода от отношения пар:газ в исходной смеси

Из рис.2.4 видно, что чем больше подается пара тем больше выход по H_2+CO , но это является нерациональным способом повышения выхода. Для технологического процесса лучше взять отношение пар:газ среднее, - 3.6.

4. Зависимость от температуры на первичном риформинге. Температура варьируется в пределах от 800 до 820 °С с шагом 10 °С. В качестве опорного варианта взят первый вариант из методичного пособия, результаты расчётов на рис. 2.5.

С ростом температуры на первичном риформинге увеличивается и выход, т.е. $T=820$ °С.

5. Зависимость от температуры подаваемого воздуха на вторичный риформинг. Температура варьируется в пределах от 500 до 530 °С с шагом 5 °С. Результаты расчётов приведены на рис.2.6.

С ростом температуры подаваемого воздуха выход H_2+CO незначительно, но повышается. Догреть воздух до 530 °С не имеет смысла, т.к. не наблюдается экономический эффект. Температура воздуха берется, равная технологической, т.е. $T= 520$ °С.

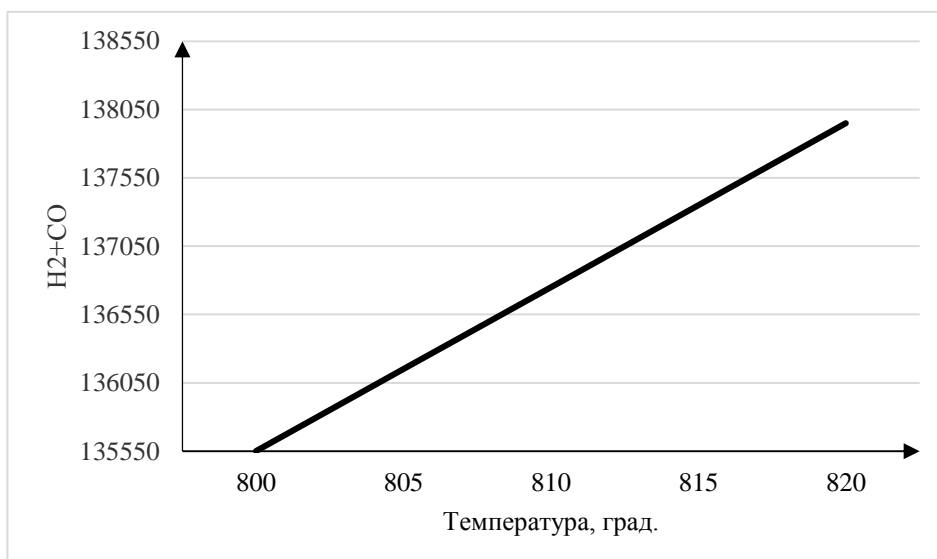


Рисунок 2.5- Зависимость выхода от температуры на первичном риформинге

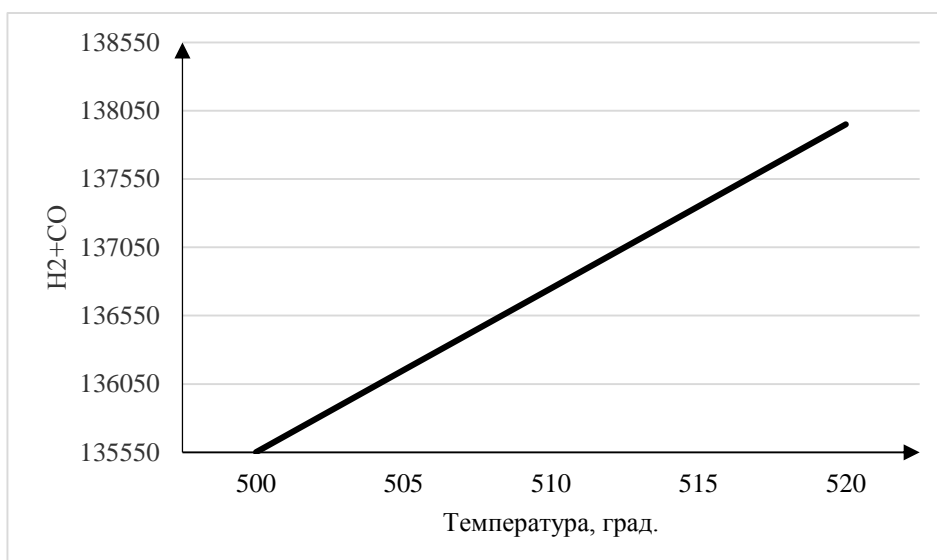


Рисунок 2.6- Зависимость выхода от температуры подаваемого воздуха

6. Зависимость выхода от температуры конвертированного газа на входе на вторичный риформинг. Температура варьируется в пределах от 800 до 815 °С с шагом 5 °С, результаты расчётов приведены на рис. 2.7.

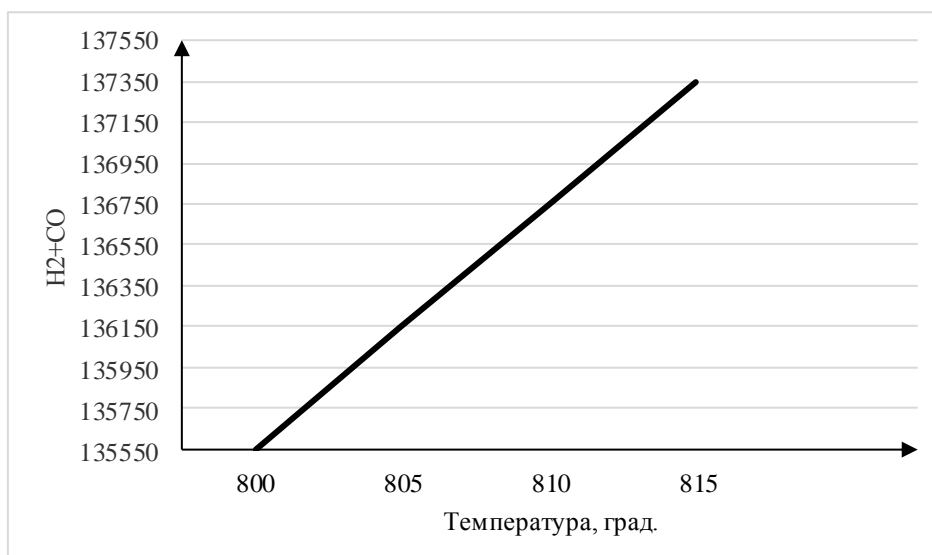


Рисунок 2.7- Зависимость выхода от входной температуры КГ на вторичный риформинг

С увеличением температуры увеличивается и выход газа H_2+CO , но, как и в предыдущем пункте, - незначительно. Оптимум для данного параметра станет значение, близкое к максимальному, т.е. $T=810\text{ }^{\circ}C$.

7. Зависимость от температуры конвертированного газа перед слоем катализатора во вторичном риформинге. Температура варьируется в пределах от 1200 до $1300\text{ }^{\circ}C$ с шагом $10\text{ }^{\circ}C$, результаты расчётов приведены на рис. 2.8. Выход H_2+CO уменьшается с повышением температуры, но очень незначительно. $T=1300\text{ }^{\circ}C$ оказывает на катализатор разрушительное действие, которое может уменьшить срок его службы. $T=1200\text{ }^{\circ}C$ является границей проведения конверсии во вторичном риформинге, что говорит возможности недопревращения природного газа до $0,3\%$, что не соответствует технологии. Поэтому оптимальной температурой будет среднее арифметическое, а именно: $T=1250\text{ }^{\circ}C$.

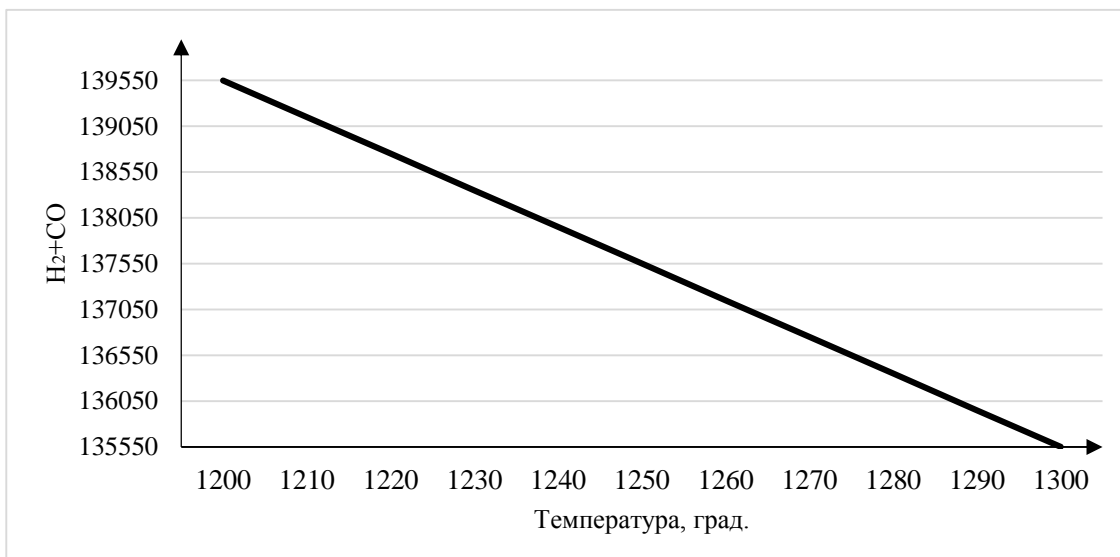


Рисунок 2.8- Зависимость выхода от температуры КГ перед слоем катализатора во вторичном риформинге

8. Зависимость выхода газа H_2+CO от выходной температуры конвертированного газа с вторичного риформинга. Температура варьируется в пределах от 980 до 1000 °C с шагом 5 °C, результаты расчётов приведены на рис. 2.9.

При увеличении температуры выход уменьшается, но нижнее значение из интервала брать ни к чему, т.к. стоит учесть кинетическую сторону процесса, поэтому $T=985$ °C.

9. Зависимость выхода газа H_2+CO от давления во вторичном риформинге. Значение варьируется в пределах от 30 до 35 атм с шагом 1 атм. В качестве опорного варианта взят первый вариант из методичного пособия, результаты расчётов приведены на рис. 2.10.

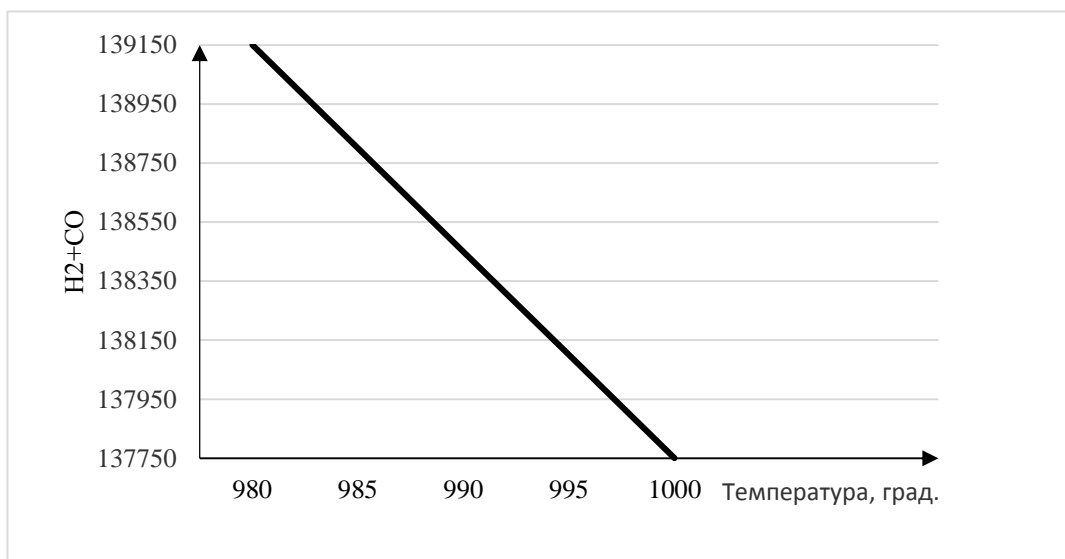


Рисунок 2.9 - Зависимость выхода от выходной температуры КГ с вторичного риформинга

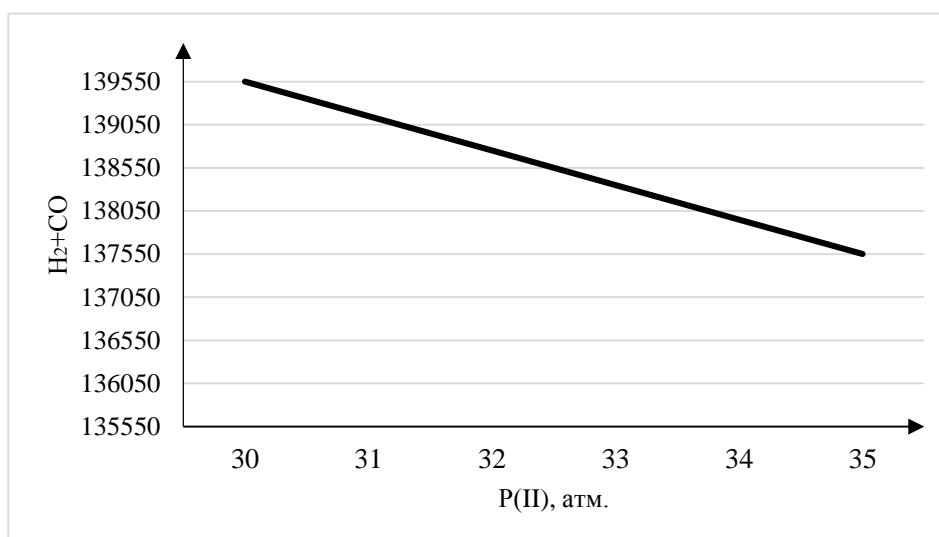


Рисунок 2.10 - Зависимость выхода газа H₂+CO от давления во вторичном риформинге

С повышением давления выход уменьшается незначительно, но брать 30 атм для технологической работы агрегата нельзя, т.к. необходимо учесть кинетическую сторону процесса, т.е. P=32 атм.

После проведённой серии однопараметрических расчётов выбран оптимальный вариант работы агрегата для получения аммиака в количестве, равном 1360 т/сут. Значения полученных параметров сведены в таблице 2.1.

Таблица 2.1

Параметр	Значение
Подача природного газа, $\text{нм}^3/\text{ч}$	40000
Отношение пар:газ в исходной смеси	3,6
Выходная температура с первичного риформинга, $^{\circ}\text{C}$	820
Температура подаваемого воздуха на вторичный риформинг, $^{\circ}\text{C}$	520
Входная температура конвертированного газа на вторичный риформинг, $^{\circ}\text{C}$	810
Температура конвертированного газа перед слоем катализатора во вторичном риформинге, $^{\circ}\text{C}$	1250
Выходная температура конвертированного газа с вторичного риформинга, $^{\circ}\text{C}$	985
Рабочее давление в первичном риформинге, атм	40
Рабочее давление во вторичном риформинге, атм	32

Режим работы агрегата АМ-76 производительностью 1800 т/сут аммиака отличается от существующего (1360 т/сут) тем, что помимо природного газа, подаваемого на первичный риформинг, будет подаваться дополнительный природный газ непосредственно на вторичный риформинг. Часть дополнительно подаваемого природного газа будет гореть с образованием углекислого газа и воды, а остальная часть, проходя через слой катализатора во вторичном риформинге будет подвергаться паровой конверсии с образованием водорода и СО, что и способствует достижению производительности агрегата по аммиаку 1800 т/сут.

Ниже представлены зависимости выхода газа H_2+CO от дополнительных подач природного газа и пара для возможности работы агрегата в описанном выше режиме. Для проведения этого процесса оставляют оптимальный вариант работы агрегата (см. табл. 2.1), к которому и подается дополнительные природный газ и пар.

1. Зависимость выхода газа H_2+CO от дополнительной подачи природного газа во вторичный риформинг. Подача дополнительного

природного газа варьируется в пределах от 0 до 16000 м³/ч с шагом 4000 м³, результаты расчётов приведены на рис. 2.11.

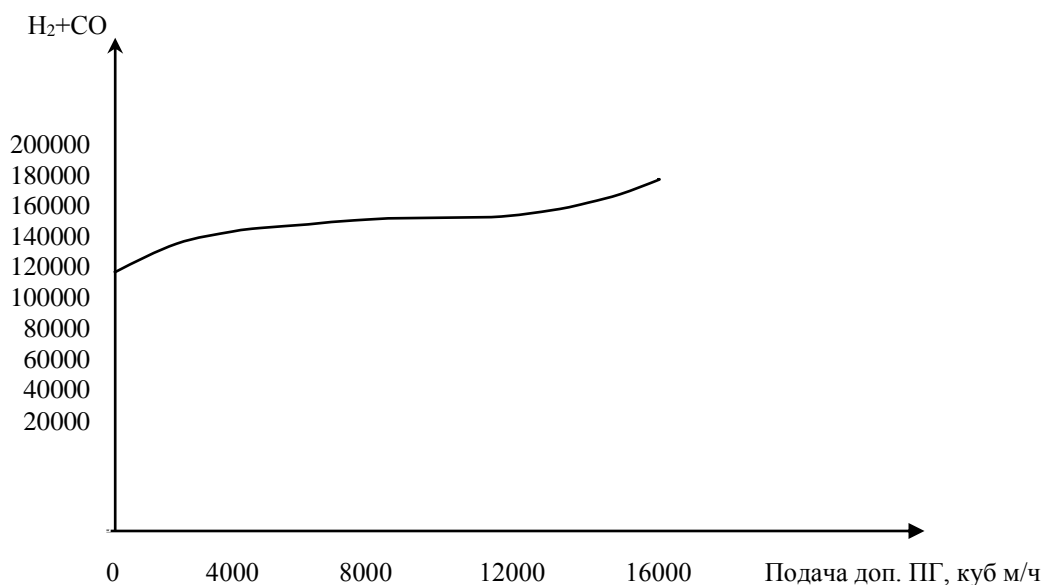


Рисунок 2.11- Зависимость выхода газа H₂+CO от подачи дополнительного природного газа на вторичный риформинг

В качестве оптимального варианта выбран тот, при котором наблюдается максимальный выход газа H₂+CO, а именно 16000 м³/ч.

2. Зависимость выхода газа H₂+CO от подачи дополнительного пара (имеет место быть только при наличии подачи дополнительного метана). Подача дополнительного пара варьируется в интервале от 0 до 2 т/ч пара с шагом 0,5 т/ч. Результаты расчетов приведены на рис. 2.12. При подаче дополнительного пара значительный подъем выхода газа H₂+CO заметен только до 1 т/ч. После 1 т/ч, такого подъема не наблюдается, поэтому подача дополнительного пара равна 1 т/ч.

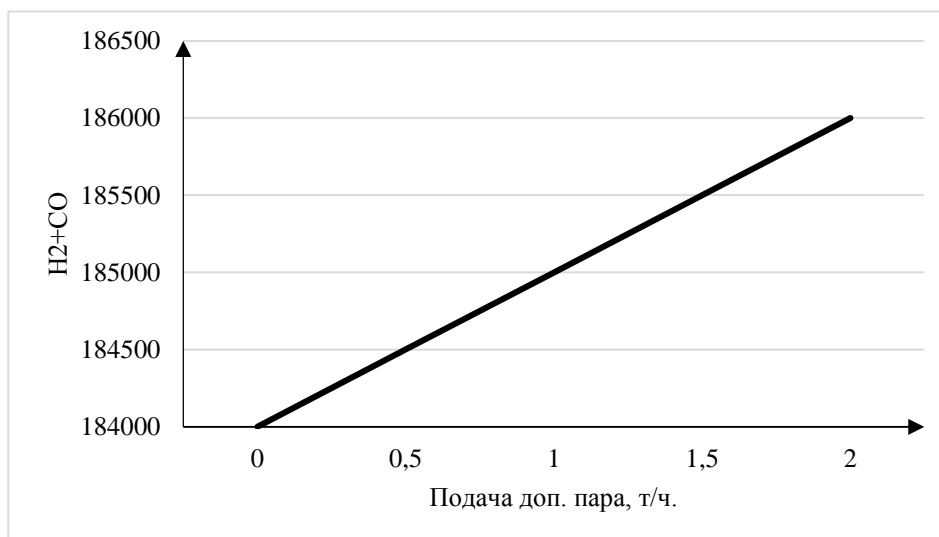


Рисунок 2.12- Зависимость выхода газа H₂+CO от дополнительной подачи пара на вторичный риформинг

Параметры работы агрегата с выходом аммиака 1800 т/сут приведены в таблице 2.2.

Таблица 2.2 - Параметры работы агрегата с выходом аммиака 1800 т/сут

Параметр	Значение
Подача природного газа, нм ³ /ч	56000
Подача дополнительного пара, т/ч	1
Отношение пар:газ в исходной смеси	3,6
Выходная температура с первичного риформинга, 0С	820
Температура подаваемого воздуха на вторичный риформинг, 0С	520
Входная температура конвертированного газа на вторичный риформинг, 0С	810
Температура конвертированного газа перед слоем катализатора во вторичном риформинге, 0С	1250
Выходная температура конвертированного газа с вторичного риформинга, 0С	985
Рабочее давление в первичном риформинге, атм	40
Рабочее давление во вторичном риформинге, атм	32

Теперь берется полученный оптимальный режим работы агрегата, и на основе полученных оптимальных параметров его работы будет рассчитан

комбинированный реактор. Есть возможность рассчитать состав конвертированного газа (КГ) с первичного риформинга по программе «RIFOR», т.к. только с вторичного риформинга начнутся изменения режима работы агрегата с целью получения 2000 т/сут аммиака (создание комбинированного реактора). Остальной расчет следует провести вручную.

Состав КГ на выходе с первичного риформинга (он же является входным во вторичный риформинг) приведен в таблице 2.3.

Таблица 2.3- Состав КГ на выходе с первичного риформинга

Компонент КГ	H2	CO	CO2	CH4	H2O	N2	Ar
нм3/ч	97489	14291	14394	12955	101401	360	160

По факту из всех этих риформингов основной целью служит получение водорода, который в дальнейшем, реагируя с азотом, даст аммиак. Дальнейший расчет ведется вручную (т.к. данная программа не соответствует идее, предлагаемой в данной дипломной работе).

1) Определяется объем водорода, который будет получен в шахтном реакторе из непрореагировавшего метана. Т.к. степень превращения реакции не может быть равной 100% и остается всегда метан как инертный газ в КГ (это предусмотрено технологией эксплуатации агрегата, это значение составляет 0,3 % от общего объема КГ, выходящего с вторичного риформинга), то этот процент можно вычесть сразу, т.е. $12955 - 890 = 12065$. Объем водорода, который будет получен из остаточного метана определяется по следующей реакции (2.2): [15]



Исходя из молей (3.1) (1 к 3) водорода получается: $3 \cdot 12065 = 36195 \text{ м}^3$.

2) Сложение значений полученных объемов водорода (20% водорода, полученного после первичного риформинга, в предлагаемом реакторе сгорать не будет):

$$V=97489+36195=133684 \text{ м}^3.$$

3) Расчет выхода аммиака по данному объему (2.3):



Из уравнения (2.3):

$$\text{Выход (NH}_3\text{)} = (((133684 \cdot 2) / 3) \cdot 17) / 22,4 \cdot 24 = 1616 \text{ т/сут.}$$

Данное значение получено без добавления байпаса при подаче метана 40000 м³/ч.

Для достижения поставленной цели 2000 т/сут аммиака поможет комбинирование, т.е. изменения конструкции агрегатов на стадии вторичного риформинга и 4-х канальной подачи компонентов системы. (Необходимо будет учесть такое кардинальное изменение, что остаточный метан будет гореть в чистом кислороде (не как у Лебедева в воздухе), полученном с помощью воздухоразделительной установки криогенного типа, а азот будет выделяться из топочных газов печи риформинга с последующей очисткой от примесей) будет подаваться непосредственно в колонну синтеза аммиака. Метан будет реагировать с кислородом со степенью превращения в водород от 5 до 70 % (часть должна гореть для создания необходимой температуры в зоне реакции: как для реакции крекинга, так и для паровой конверсии метана в слое катализатора во вторичном риформинге). С учетом того, что произойдет разгрузка на вторичном риформинге и далее (конвертор СО, метанатор, очистка от СО₂ и др.) от азота появляется свободный объем подавать дополнительных компонентов в шахтный реактор до 80000 м³/ч, что при правильно подобранном режиме работы агрегата позволит достигнуть цели получения выхода аммиака 2000 т/сут и выше.

4) Следующим этапом является расчет возможности получения недостающих 400 т/сут аммиака с помощью высокотемпературной некаталитической конверсии метана в верхней части шахтного реактора (см. п.1.1.1.).

Расчет возможности получения недостающей части аммиака при подаче дополнительного метана 20000 м³/ч со степенью превращения его в водород 5-70% (условия для такой степени превращения создать довольно легко за счет соотношения подачи метан:кислород в 4-х канальный смеситель).

При X=5%, выход= $((0,05*20000*2*2)/3)*17/22,4=24$ т/сут;
при X=10%, выход= 48 т/сут; при X=15%, выход= 72 т/сут;
при X=20%, выход= 96 т/сут; при X=25%, выход= 120 т/сут;
при X=30%, выход= 144 т/сут; при X=35%, выход= 168 т/сут;
при X=40%, выход= 192 т/сут; при X=45%, выход= 216 т/сут;
при X=50%, выход= 240 т/сут; при X=55%, выход= 264 т/сут;
при X=60%, выход= 240 т/сут; при X=65%, выход= 264 т/сут;
при X=70%, выход= 288 т/сут (выход по аммиаку).

Такой выход меньше предполагаемого, следовательно, стоит рассчитать методом от обратного при степени превращения метана в водород, равной 70% и определить целесообразность разработки комбинированного реактора.

5) Методом от обратного определяется количество аммиака, которые должна выдавать колонна за 1 час. Т.к. требуется 400 т/сут, то $400000/24=16666$ кг/ч аммиака.

Далее полученная величина переводится в м³/ч:

$$V=16666*22,4/17=21960 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Далее вычисляется необходимое количество водорода для получения такого объема аммиака по формуле (2.3):

$$3*21960/2=32940 \text{ м}^3/\text{ч}$$

6) Последним расчетом является взаимодействие метана (уравнение написано для метана, т.к. природный газ состоит на 83 – 98 % из него) с кислородом и определение объема метана необходимого для образования 32940 м³/ч водорода (2.4).



По уравнению реакции метана должно быть по объему в два раза меньше, чем водорода, т.е. $32940/2=16470 \text{ м}^3/\text{ч}$. Теперь учитывается степень превращения, т.е. сколько нужно подать метана для получения $32940 \text{ м}^3/\text{ч}$ водорода: $16470 \cdot 100/60=23529 \text{ м}^3/\text{ч}$ (степень превращения первоначально взята 60%, в дальнейших расчетах данной дипломной работы это значение будет уточнено). Полученное значение дополнительной подачи метана в $23529 \text{ м}^3/\text{ч}$ вполне можно подавать для проведения предлагаемого процесса.

Таким образом, данные расчеты говорят о возможности функциональности (работы) предлагаемого реактора. Параметры работы агрегата с выходом аммиака 2000 т/сут приведены в таблице 2.4.

Таблица 2.4 -Параметры работы агрегата с выходом аммиака 2000 т/сут

Параметр	Значение
Подача природного газа, нм ³ /ч	60000-75000
Отношение пар:газ в исходной смеси	3,6
Выходная температура с первичного риформинга, 0С	820
Температура подаваемого воздуха на вторичный риформинг, 0С	520
Входная температура конвертированного газа на вторичный риформинг, 0С	810
Температура конвертированного газа перед слоем катализатора во вторичном риформинге, 0С	1250
Выходная температура конвертированного газа с вторичного риформинга, 0С	985
Рабочее давление в первичном риформинге, атм	40
Рабочее давление во вторичном риформинге, атм	32

На рис. 2.13 показаны три, выше рассчитанных режима. Для производительностей агрегата 1360 т/сут, 1800 т/сут и 2000 т/сут соответственно. По оси абсцисс располагается подача природного газа в тыс. нм³/ч, а по оси ординат, - выход газа Н₂+СО в нм³/ч.

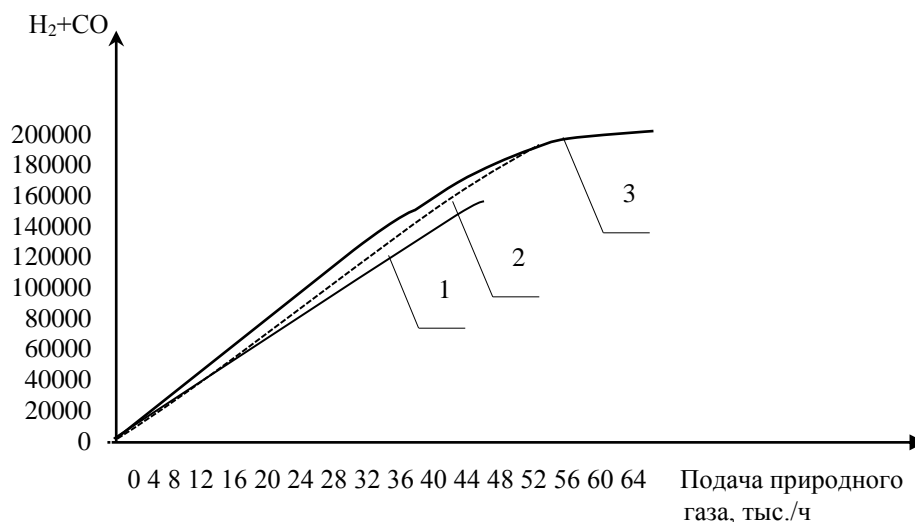


Рисунок 2.13- Режимы работы агрегата. 1- режим производительности по аммиаку 1360 т/сут; 2 – 1800 т/сут; 3 – 2000 т/сут.

2.4.2 Материальный баланс агрегата АМ-76

В предыдущем разделе был проведен грубый предварительный расчет возможности проведения разрабатываемого процесса с целью увеличения производительности агрегата. Однако на практике необходимы соответствующие расчеты, подтверждающие эту возможность наглядно, опираясь на конкретные полученные значения. Первоочередным таким расчетом является материальный баланс. Прежде, чем переходить к расчету материального баланса разрабатываемого реактора необходимо для сравнения продемонстрировать материальный баланс существующего агрегата.

В АМ-76 при взятых оптимальных условиях работы (Р,Т и др.) в 80-х годах соотношение пар:газ (на первичном риформинге) составляло 4.0 (в то время смешивали с запасом для увеличения степени конверсии и перестраховки зауглероживания катализатора во вторичном риформинге, т.е. при подаче природного газа 40000 м³/ч, $(4-3,6)*40000 = 16000$ м³/ч водяного пара подавалось зря, и с кинетической, и с экономической точек зрения (сейчас соотношение пар:газ составляет 3.6). Однако пропускная способность

АМ-76 не уменьшилась, но стала использоваться не полностью, и если разгрузить систему еще, то станет возможным проведение предлагаемого процесса.

Материальный баланс первичного риформинга агрегата АМ-76 производительностью 1360 т/сут приведен в таблице 2.5 (отношение пар:газ = 4.0).

Помимо приведенных компонентов, в расходе присутствуют еще N_2 и Ar , объемами которых пренебрегли в виду малых значений последних. Как видно из таблицы, объем расхода больше объема прихода, т.к. конверсия метана водяным паром идет по реакции с увеличением объема. [10, 11,12]

Таблица 2.5- Материальный баланс первичного риформинга агрегата АМ-76 производительностью 1360 т/сут

Приход	М3/ч	Расход	М3/ч
СН4 (прир.газ)	40000	H2	102714
H2O	160000	H2O	114850
		CO	14414
		CO2	15608
		СН4 (ПГ)	11618
ИТОГО	200000		259204

Материальный баланс вторичного риформинга агрегата АМ-76 на основе материального баланса первичного риформинга производительностью 1360 т/сут (выходной КГ с первичного риформинга является входным для вторичного) представлен в таблице 2.6.

Таблица 2.6- Материальный баланс вторичного риформинга агрегата АМ-76 на основе материального баланса первичного риформинга производительностью 1360 т/сут

Приход	М3/ч	расход	М3/ч
1	2	3	4
H2	102714	H2	115313
СН4	11618	СН4	415

Продолжение таблицы 2.6

1	2	3	4
CO	14414	CO	25048
CO ₂	15608	CO ₂	16177
H ₂ O	114850	H ₂ O	124658
N ₂	40280	N ₂	40280
O ₂	10097		
ИТОГО	309581		321891

322000 м³/ч – это пропускная способность системы при заданных условиях, однако эта величина не максимальная. Значение в 400000 м³/ч станет границей выхода КГ с шахтного реактора, которую, чтобы не нарушать технологический процесс, превышать нельзя.

2.4.3 Материальный баланс комбинированного реактора

В существующем и предлагаемом вариантах работы агрегата огромную роль имеет температурный режим, поэтому перед составлением материального баланса для комбинированного реактора необходимо составить его тепловой баланс.

Для того, чтобы составить данный баланс необходимо определить термодинамическую вероятность процесса без учета подачи реагентов в 4-х канальный смеситель, т.е. объем природного газа, который необходимо сжечь, чтобы догреть конвертированный газ с первичного риформинга до температуры 1250 °С.

Определение этой вероятности требует произвольного расчета при реально взятых объемах. При оптимальных параметрах работы агрегата (которые увеличивают выход Н₂ в КГ) и подаче метана 40000 м³/ч, отношение пар:газ, равное 3,6, выход газовой смеси с первичного риформинга имеет следующий состав. Результаты сведены в таблице 2.3.

После полученных объемов принимается, что входная температура, компонентов газовой смеси равна 810 °С, а температура сжигаемого природного газа и кислорода 600 °С.

РАСЧЕТ

1) Перевод компонентов КГ в кмоль:

$$n(\text{H}_2) = 4352;$$

$$n(\text{CO}) = 638;$$

$$n(\text{CO}_2) = 643;$$

$$n(\text{CH}_4) = 578;$$

$$n(\text{H}_2\text{O}) = 4527.$$

2) Определение объема метана, идущего на сжигание.

Реакция горения метана выглядит следующим образом (2.5):



По реакции видно, что она идет без изменения объема. [16, 17, 18]

Т.к. КГ, идущий с трубчатой печи идет в значительном объеме, то, несмотря на высокую теплоту реакции горения метана, последнего необходимо сжечь тоже в значительном объеме. Для нахождения конкретного значения необходимо предположить произвольный объем, посредством которого будет найден достаточный объем сжигаемого метана (природного газа).

Пусть сжигается 6000 м³/ч метана, следовательно, необходимо 12000 м³/ч кислорода. В кмоль: 268 CH₄ и 536 кислорода; после реакции: 268 кмоль CO₂ и 536 кмоль воды.

Определение физического тепла реагентов и компонентов системы и тепла реакции. Физическое тепло реагентов определяется по следующей формуле 2.6: [4, 16, 28]

$$Q_{\phi} = C \cdot n \cdot t \quad (2.6)$$

где Q_{ϕ} – физическое тепло для реагента или компонента системы, кДж; C – теплоемкость реагента или компонента системы, Дж/(град*моль); n – количество реагента или компонента системы, кмоль; t – входная температура реагента или компонента системы, °С.

Определение тепла компонентов КГ:

$$Q_{H_2} = 810 \cdot 4352 \cdot 30,85 = 108750 \text{ кДж}$$

$$Q_{CO} = 810 \cdot 638 \cdot 32,84 = 16971 \text{ кДж}$$

$$Q_{CO_2} = 810 \cdot 643 \cdot 53,2 = 27708 \text{ кДж}$$

$$Q_{H_2O} = 810 \cdot 4527 \cdot 41,62 = 152615 \text{ кДж}$$

$$Q_{CH_4} = 810 \cdot 578 \cdot 75,09 = 35156 \text{ кДж}$$

Определение тепла реагентов на входе:

$$Q_{CH_4} = 600 \cdot 268 \cdot 66,29 = 10659 \text{ кДж}$$

$$Q_{O_2} = 600 \cdot 536 \cdot 34,91 = 11227 \text{ кДж}$$

4) Определение тепла реакции

Если при сжигании одного моля метана выделяется 888,1 Дж, то при сжигании 268 кмоль метана выделится $268 \cdot 888,1 = 238011$ кДж тепла. [30, 31, 32, 33, 34]

5) Определение общего тепла системы

Для определения общего тепла системы необходимо сложить все, выше полученные, значения, т.е. $Q_{\text{общ}} = 601097$ кДж, т.е. тепло после того как метан (природный газ) сгорит с образованием углекислого газа и воды.

6) Определение максимальной температуры системы (2.7):

$$t = \frac{Q_{\text{общ}}}{n_{\text{общ}} \cdot C_{\text{ср}}}, \quad (2.7)$$

где: $n_{\text{общ}}$ – количество компонентов системы, кмоль; $C_{\text{ср}}$ – средняя теплоемкость системы, Дж/(град*моль).

$$C_{\text{ср}} = \frac{\sum n_i * C_i}{\sum n_i} = \frac{32,26 * 4352 + 34,63 * 638 + 57,54(643 + 268) + 86,69 * 578 + 46,3(4527 + 536)}{4352 + 638 + 643 + 268 + 578 + 4527 + 536} = 43,27$$

Откуда $t=1203$ °С, что говорит о возможности проведения крекинга в верхней зоне шахтного реактора и о слишком маленькой взятой величине объема сжигаемого метана.

7) Уточнение сжигаемого объема метана

Далее идет увеличение объема сжигаемого метана с целью нахождения нужного для поддержания температуры КГ перед катализатором во 2-м риформинге 1250 °С.

Считая аналогичным образом получается:

$$P(\text{CH}_4) = 6500 \text{ м}^3/\text{ч}, t = 1238 \text{ °С};$$

$$P(\text{CH}_4) = 6700 \text{ м}^3/\text{ч}, t = 1252 \text{ °С}.$$

Таким образом, для поддержания необходимой температуры нужно подавать в 4-х канальный смеситель $6700 \text{ м}^3/\text{ч}$ метана и $13400 \text{ м}^3/\text{ч}$ кислорода, что говорит о возможности и целесообразности идеи, предложенной в данной дипломной работе. Однако, в виду того, что в технологии производства используется природный газ, содержащий, помимо метана, другие низшие предельные углеводороды, то полученная величина будет меньше, т.к. у последующих гомологов метана тепловой эффект реакции горения выше.

8) Определение тепла продуктов реакции, т.е. суммарное тепло системы после реакции горения метана и смешения продуктов с КГ.

Заданная температура конвертированного газа после смешения с продуктами реакции равна 1252 °С.

$$Q_{\text{H}_2} = 1252 * 4352 * 32,26 = 175775 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{CO}} = 1252 * 638 * 34,63 = 27662 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 1252 * (643 + 268) * 57,54 = 65628 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 1252 * (4527 + 536) * 46,3 = 293490 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{CH}_4} = 1252 * 578 * 86,69 = 62733 \text{ кДж}$$

Откуда суммарное тепло газовой смеси равно $Q_{\text{вых}} = 625288 \text{ кДж}$.

Тепловой баланс данного расчета приведен в таблице 2.7.

Таблица 2.7

Приход, кДж	Расход, кДж
$\Sigma Q_{\text{ф}} = 365618$	$\Sigma Q_{\text{ф}} = 625288$
$\Sigma H_{\text{р}} = 265542$	$Q_{\text{потерь}} = 5872$
631160	631160

$Q_{\text{потерь}}$ определяется как разность $631160 - 625288 = 5872$ кДж. Эта величина не должна превышать 3% от общего тепла системы (631160).

$Q_{\text{потерь}} = 5872 * 100\% / 631160 = 0,9\%$. Это означает, что тепловой расчет проведен верно.

9) Энергия Гиббса.

Энергия Гиббса определяется по формуле (2.8): [17, 20]

$$\Delta G = \Delta H - T * \Delta S, \quad (2.8)$$

где: ΔG – энергия Гиббса, кДж/моль; T – температура, К; ΔH – энтальпия реакции, кДж/моль; ΔS – разница сумм энтропий продуктов и реагентов реакции, Дж/моль*град. [23, 24]

Стандартные значения энтропий для реагентов и продуктов реакции горения метана. [27, 28, 60, 62]

$$S_{\text{CH}_4} = 186,19 \text{ Дж/моль*град.}$$

$$S_{\text{O}_2} = 205,03 \text{ Дж/моль*град.}$$

$$S_{\text{H}_2\text{O}} = 188,74 \text{ Дж/моль*град.}$$

$$S_{\text{CO}_2} = 213,6 \text{ Дж/моль*град.}$$

$$\Delta S = (2 * 188,74 + 213,6) - (186,19 + 2 * 205,03) = -5,17 \text{ Дж/моль*град}$$

Откуда энергия Гиббса равна:

$$\Delta G = -888,1 * 1000 - (273 + 1252) * (-5,17) = -880215,75 \text{ Дж/моль.}$$

Т.к. $\Delta G < 0$, то термодинамический процесс возможен.

В предыдущем разделе был определен объем метана, который необходимо сжечь для поддержания необходимой температуры КГ, идущего с первичного риформинга перед катализатором. В этом разделе будет рассчитан максимально возможный выход по аммиаку с учетом сохранения водорода с трубчатой печи, водорода доконверсии метана на вторичном риформинге и водорода, образовавшегося в результате крекинга метана в 4-х канальном смесителе, а также материальный и тепловой балансы комбинированного реактора.

Помимо КГ догревать необходимо все заходящие компоненты 4-х канального смесителя (входная температура $600\text{ }^{\circ}\text{C}$, догреть необходимо до $1250\text{ }^{\circ}\text{C}$), что обуславливает увеличение сжигаемого количества метана.

Также стоит отметить, что реакция крекинга (неполного горения метана с образованием водорода) идет с увеличением объема системы, поэтому нельзя использовать весь освободившийся объем подачей компонентов 4-х канального смесителя.

Объем, позволяющий реализовать предлагаемый процесс обуславливается переносом стадии добавления азота на колонну синтеза аммиака (использование топочного газа, благодаря высокому содержанию азота в последнем с предварительной очисткой от кислорода и CO_2), а также возможностью использования недогруженности по объему вторичного риформинга (определяется мощностью компрессора, пропускной способностью катализатора и т.д.). Таким образом, в сумме получается 100000 м^3 свободного пространства для реализации процесса (с учетом того, что реакция крекинга идет с увеличением объема, а 100000 м^3 это газовая смесь после реакций 4-х канального смесителя, т.е. выход не должен превышать объема в 100000 м^3).

Состав конвертированного газа с трубчатой печи при соотношении пар:газ 3.6 приведен в таблице 2.8.

Таблица 2.8- Состав конвертированного газа с трубчатой печи при соотношении пар:газ 3.6

К-т КГ	H2	CO	CO2	CH4	H2O	N2	Ar
м3/ч	97489	14291	14394	12955	101401	360	160

Путем варьирования подачи метана на горение и крекинг, с учетом входного тепла всех компонентов и теплот реакций, а также, что выход конвертированного газа 4-х канального смесителя не должен превышать 100000 м³ получились следующие подачи для каждого из компонентов:

Метан – 24000 м³/ч (16000 – крекинг, 8000 - горение); Кислород -24000 м³ (16000 – горение, 8000 - крекинг); Пар – 12000 м³, углекислый газ – 12000 м³ (для реакции газификации).

Таким образом, соотношение подачи метан:кислород 1:1, что позволяет поддерживать температуру и вместе с этим получать водород по реакции крекинга со степенью превращения метана около 65 %. Процесс возможен, благодаря высокой его скорости.

С учетом выше сказанного можно определить выход аммиака, взяв во внимание весь водород, который может быть сохранен и получен.

Водород первичного риформинга – 97489 м³/ч;

Водород доконверсии метана на вторичном риформинге. Т.к. метан на выходе с вторичного риформинга не должен превышать 0,3% (890 м³/ч), то объем водорода из оставшегося метана равен: $(12955-890)*3 = 36195$ м³/ч.

Водород крекинга в 4-х канальном смесителе: $16000*2 = 32000$ м³.
Суммарный водород: $97489+36195+32000 = 165684$ м³.

Т.к. для образования 1360 т/сут аммиака необходимо 112000 м³/ч водорода, то из 165684 м³/ч водорода можно получить: $1360*165684/112000 = 2011$ т/сут аммиака. Полученное значение на 11 т/сут аммиака больше предполагаемого выхода (2000 т/сут), что говорит возможности достижения поставленной цели данной дипломной работы.

Однако, в расчетах не был учтен водород конверсии СО, который в КГ в предлагаемом варианте будет идти в значительных объемах, что позволит увеличить выход по аммиаку на величину СО.

$(14291+16000) \cdot 0,3\% = 30200$ м³/ч водорода может максимально быть получено в конверторе СО (из-за того, что реальные процессы неравновесны, как шел расчет), из которых можно получать 365 т/сут аммиака.

Таким образом, в предлагаемом варианте реализации процесса получения аммиака путем некоторых модернизаций (4-х канальный смеситель, КГ подается ниже зоны реакции компонентов 4-х канального смесителя, азот минует шахтный реактор и др.) был получен выход по аммиаку 2000-2365 т/сут, что подтверждает возможность проведения данного процесса.

Материальный баланс комбинированного реактора приведен в таблице 2.9. Данный материальный баланс соответствует: приход, - вход КГ и подача компонентов 4-х канального смесителя на вторичный риформинг; расход, - выход конвертированного газа со вторичного риформинга после произошедших реакций и перемешивания газов.

Таблица 2.9- Материальный баланс комбинированного реактора

Приход	М3/ч	Расход	М3/ч
H2	97489	H2	164790
СО	14291	СО	60486
СО2	14394	СО2	34394
СН4	12955	СН4	890
H2O	101401	H2O	108336
4-х канальный смеситель			
СН4	24000		
O2	24000		
СО2	12000		
H2O	12000		
ИТОГО	312530	ИТОГО	368896

Представленный материальный баланс отражает состав КГ для комбинированного реактора при оптимальной работе реактора с соотношением пар:газ на первичном риформинге 3.6. По пропускной способности системы превышения границы нет, однако в газовой смеси на выходе содержание газов CO и CO₂ увеличилось в два раза, из чего следует установка дополнительных конвертора CO, абсорбера, и метанатора для соответствующих технологии, конверсии и очистки от углекислого газа. Тепловой баланс комбинированного реактора приведен в таблице 2.10.

Таблица 2.10- Тепловой баланс комбинированного реактора

Приход, кДж	Расход, кДж
Σ Qф = 401676	Σ Qф = 750943
Σ Нр=26489	Qпотерь=6707
Σ Нр=329485	
757650	757650

$Q_{\text{потерь}} = 6707 * 100\% / 757650 = 0,88 \%$. Это означает, что тепловой расчет проведен, верно.

2.5 Конструкционный расчет 4-х канального смесителя

2.5.1 Расчет и подбор диаметров трубопроводов

Реализация предлагаемого режима комбинированной работы вторичного риформинга может быть осуществлена в том же реакторе, в котором при проведении очередного капитального ремонта заменяется 2-х канальный смеситель на 4-х канальный, расчеты которого приведены ниже.

По внутреннему каналу будет поступать дополнительный метан в объемах, достаточных для создания необходимой температуры в реакционной зоне (1250 °C), и для термического крекинга в водород в пустом объеме верхней зоны реактора. По второму каналу будет поступать кислород, получаемый на воздухоразделительной установке криогенного типа. По 3-му каналу планируется подача водяного пара, который, окружая

факел, будет предотвращать возможность взаимодействия конвертированного газа первичного риформинга с подаваемым кислородом. По 4-му каналу возможна подача углекислого газа, которого на азотных заводах всегда в избытке, способного предотвращать с помощью реакции газификации углерода возможность проскока последнего в зону катализатора по реакции (2.9):



Помимо этого, данный прием желательно использовать в качестве технологии, снижающей выбросы углекислого газа. Это предусмотрено и приветствуется согласно подписанного Россией Киотского протокола.

Расчёт диаметра трубопроводов ввода сырья в шахтный реактор.

Данные для расчета приведены в таблице 2.11.

Таблица 2.11

Параметр	значение
Расход природного газа, нм3/ч	24930
Расход кислорода, нм3/ч	24930
Расход пара, нм3/ч	12465
Расход углекислого газа, нм3/ч	12465
Температура подаваемого газа, 0С	600
Рабочее давление, кгс/см2	32

1) Расчет реальных плотностей газов, подаваемых в реактор. [15]
 Формула расчета (на основании уравнения Клапейрона) выглядит следующим образом (2.10):

$$\rho = \rho_0 * \frac{T_0 * P}{T * P_0}, \quad (2.10)$$

где ρ – реальная плотность газа, кг/м³; ρ_0 – плотность газа при нормальных условиях, равная $\frac{M}{22,4}$, кг/м³; M – молекулярная масса газа, кг/кмоль; T_0 – температура при нормальных условиях, равная 273 К, К; T – температура подаваемого газа, К; P_0 – давление при нормальных условиях, равное 1 кгс/см², кгс/см²; P – рабочее давление смесителя, кгс/см². [15]

а) Расчет реальной плотности природного газа

Таким образом, подаваемый природный газ на 83-98 % состоит из метана, следовательно, и расчет реальной плотности будет проведен относительно его.

$$\rho = \frac{16 * 273 * 32}{22,4 * (600 + 273) * 1} = 7,147 \text{ кг/м}^3$$

б) Расчет реальной плотности кислорода

$$\rho = \frac{32 * 273 * 32}{22,4 * (600 + 273) * 1} = 14,295 \text{ кг/м}^3$$

в) Расчет реальной плотности пара

$$\rho = \frac{18 * 273 * 32}{22,4 * (600 + 273) * 1} = 8,04 \text{ кг/м}^3$$

г) Расчет реальной плотности углекислого газа

$$\rho = \frac{44 * 273 * 32}{22,4 * (600 + 273) * 1} = 19,656 \text{ кг/м}^3$$

2) Перевод объемных расходов, подаваемых газов в реальные расходы.

Формула расчета написана ниже (2.11): [60, 61, 62]

$$V_p = \frac{\rho_0 * V_n}{\rho}, \quad (2.11)$$

где V_p – реальный расход газа, м³/ч; ρ – реальная плотность газа, кг/м³; ρ_0 – плотность газа при нормальных условиях, равная $\frac{M}{22,4}$, кг/м³; M – молекулярная масса газа, кг/кмоль; V_n – объемный расход газа, нм³/ч.

а) Перевод объемного расхода природного газа в реальный расход.

По формуле (2.11) будет проведен данный расчет.

$$V_P = \frac{16 * 24000}{22,4 * 7,147} = 2492 \text{ м}^3/\text{ч}$$

б) Перевод объемного расхода кислорода в реальный расход

$$V_P = \frac{32 * 24000}{22,4 * 14,295} = 2492 \text{ м}^3/\text{ч}$$

в) Перевод объемного расхода пара в реальный расход

$$V_P = \frac{18 * 12000}{22,4 * 8,04} = 1246 \text{ м}^3/\text{ч}$$

г) Перевод объемного расхода углекислого газа в реальный расход

$$V_P = \frac{44 * 12000}{22,4 * 19,656} = 1246 \text{ м}^3/\text{ч}$$

д) Привод реальных расходов к стандартным значениям

При проектировании диаметра трубопровода, по которому будет подаваться какой-либо компонент, необходимо расчет вести с запасом. В случае данной дипломной работы реальные (расчетные) расходы будут равны: для природного газа и кислорода, - 2500 м³/ч; для пара и углекислого газа, - 1250 м³/ч.

3) Предварительный расчет диаметра трубопроводов

Диаметры трубопроводов подачи компонентов в конвертор необходимо выбирать, исходя из диаметра горловины реактора, т.е. где будет вварен 4-х канальный смеситель: D = 1200 мм. Однако диаметр последнего трубопровода (канал подачи углекислого газа), в целях удобства монтажа и последующего обслуживания проектируемого смесителя, должен быть подобран так, чтобы соответствовать своему предназначению и отличаться на некую величину (зазор между стенкой трубопровода и стенкой реактора). Эта величина составляет минимум 500 мм, т.е. диаметр последнего трубопровода не должен превышать 1200-500 = 700 мм.

Данный расчет проводится с помощью формулы (2.12):

$$d = \sqrt{\frac{V_p}{0,785 \times w}}, \quad (2.12)$$

где d – внутренний диаметр трубопровода, мм; V_p – реальный расход газа, м³/с; w – скорость на выходе из трубы конвертора, равная 45 м/с (в существующем конверторе), м/с.

а) Расчет диаметра трубопровода подачи метана

Расчет проводится по формуле (2.12):

$$d = \sqrt{\frac{2500/3600}{0,785 \times 45}} = 140 \text{ мм} = 0,14 \text{ м}$$

б) Расчет диаметра трубопровода подачи кислорода

Т.к. внутри трубопровода кислорода располагается трубопровод метана, то для определения диаметра трубопровода подачи кислорода необходимо воспользоваться формулой расчета площади поперечного сечения (круга) (2.13):

$$F = \frac{V_p}{w}, \quad (2.13)$$

где F – площадь поперечного сечения, м²; V_p – реальный расход газа, м³/с; w – скорость на выходе из трубы конвертора, равная 45 м/с (в существующем конвертере), м/с.

$$F = \frac{2500/3600}{45} = 0,0154 \text{ м}^2$$

Для определения диаметра трубопровода подачи кислорода необходимо вычислить площадь поперечного сечения трубопровода подачи метана в конвертор по формуле (2.14):

$$F = \frac{\pi \times d^2}{4}, \quad (2.14)$$

где F – площадь поперечного сечения (круга) трубопровода, м^2 ; d – диаметр трубопровода подачи метана, м ; π - число «Пи», равное 3,14159 (в расчетах принимается, равным 3,14).

Площадь поперечного сечения трубопровода метана равна:

$$F = \frac{3,14 \times 0,14^2}{4} = 0,015386 \text{ м}^2$$

Сложение найденных площадей поперечных сечений в сумме даст площадь поперечного сечения трубопровода кислорода:

$$F = 0,0154 + 0,015386 = 0,030786 \text{ м}^2$$

По формуле (3.11) определяется диаметр трубопровода подачи кислорода:

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 0,030786}{3,14}} = 0,198 \text{ м}$$

в) Расчет диаметра трубопровода подачи пара

Аналогичным образом (см. п. 3 «б» выше) определяется данный диаметр, но скорость подачи для пара и углекислого газа больше скорости подачи природного газа в 1,5 раза, т.е. $w = 67,5 \text{ м/с}$.

Площадь поперечного сечения подачи пара по формуле (2.13) равна $F = 0,005144 \text{ м}^2$.

Площадь поперечного сечения трубопровода подачи кислорода по формуле (2.13) равна $F = 0,030775 \text{ м}^2$.

Площадь поперечного сечения трубопровода подачи пара равна $F = 0,005144 + 0,03077514 = 0,035919 \text{ м}^2$.

Диаметр трубопровода подачи пара, рассчитанный по формуле (2.12), равен $d = 0,214 \text{ м}$.

г) Расчет диаметра трубопровода подачи углекислого газа

Аналогичным образом определяется данный диаметр.

Площадь поперечного сечения подачи углекислого газа по формуле (2.13) равна $F = 0,005144 \text{ м}^2$ (т.к. подачи пара и CO_2 равны, то и данные величины равны между собой).

Площадь поперечного сечения трубопровода подачи пара по формуле (2.13) равна $F = 0,03595 \text{ м}^2$.

Площадь поперечного сечения трубопровода подачи углекислого газа равна $F = 0,005144 + 0,03595 = 0,041094 \text{ м}^2$.

Диаметр трубопровода подачи углекислого газа, рассчитанный по формуле (2.12), равен $d = 0,229 \text{ м}$.

На основании проделанных расчетов можно сделать вывод о возможности произвольного подбора диаметров трубопроводов, вследствие полученных маленьких значений последних. Исходя из условий монтажа, эксплуатации и последующего обслуживания и ремонта 4-х канального смесителя, а также в соответствии с ГОСТ 8732-78, для данных трубопроводов будут подобраны диаметры. [57, 58]

Как правило, каждая труба должна соответствовать условиям эксплуатации. Условия эксплуатации в данном смесителе следующие: $P_{\text{рабочее}} = 32 \text{ атм}$; $T = 600 \text{ }^\circ\text{C}$. Обычная сталь для таких условий не годится, поэтому выбирается материал, для труб из высоколегированной стали 12Х18Н10Т.

Учитывая полученные значения для диаметров трубопроводов, были подобраны диаметры для данных трубопроводов. Все трубы сортируются по наружному диаметру, поэтому:

- диаметр трубопровода подачи природного газа 219 мм;
- диаметр трубопровода подачи кислорода 377 мм;
- диаметр трубопровода подачи пара 525 мм;
- диаметр трубопровода подачи 635 мм.

Диаметры стандартизированы для удобства и дешевизны заказа. Размеры 219; 377; 525; 635 мм - значения наружных диаметров трубопроводов.

2.5.2 Расчет толщин стенок трубопроводов

Для подобранных значений диаметров трубопроводов необходимо рассчитать толщину стенки для каждого. Расчет расчетной толщины стенки будет проведен по формуле (2.15): [57, 58, 59]

$$S_p = \frac{P \times D_H}{2 \times [\sigma] \times \phi + P}, \quad (2.15)$$

где P – рабочее давление в смесителе (берется максимальное, которое может быть, т.е. 35 кгс/см²), кгс/см²; D_H – наружный диаметр трубопровода, мм; $[\sigma]$ – допускаемое напряжение (для стали 12Х18Н10Т и температуры 600 °С оно составляет 740 кгс/см²), кгс/см²; ϕ - коэффициент сварного шва (равен 1, т.к. если давление в аппарате больше 0,07 МПа (или 0,7 кгс/см²), то этот аппарат подведомственен РосТехНадзору). [59]

По формуле (3.14) получились следующие значения расчетной толщины стенки для трубопроводов 4-х канального смесителя:

- толщина стенки трубопровода подачи природного газа 5,06 мм;
- толщина стенки трубопровода подачи кислорода 8,71 мм;
- толщина стенки трубопровода подачи пара 12,13 мм;
- толщина стенки трубопровода подачи углекислого газа 14,67 мм.

Исполнительная толщина стенки трубопроводов определяется по формуле (2.16):

$$S = S_p + C, \quad (2.16)$$

где S – исполнительная толщина стенки трубопровода, мм; S_p – расчетная толщина стенки трубопровода, мм; C – прибавка на коррозию, на технологию изготовления, мм.

Прибавка С состоит, в свою очередь, из 2-х прибавок: C_1 – прибавка на коррозию, и C_2 – прибавка на технологию (зависит от расчетной толщины стенки трубопровода).

C_1 определяется по формуле (2.17):

$$C_1 = \pi \times \tau = 0,2 \times 10 = 2 \text{ мм}, \quad (2.17)$$

где π - скорость коррозии (значение исходит из среды эксплуатации, для данного смесителя 0,2 мм/год), мм/год; τ - срок службы (составляет 10 лет), лет.

Таким образом, окончательные исполнительные толщины стенок трубопроводов, рассчитанные по формулам (2.15-2.17) равны:

- толщина стенки трубопровода подачи природного газа $5,06+2+0,8 = 7,86$ мм. Окончательно (после стандартизации значения) 8 мм.

- толщина стенки трубопровода подачи кислорода $8,71+2+0,8=11,51$ мм. Окончательно 12 мм.

- толщина стенки трубопровода подачи пара $12,13+2+0,8=14,93$ мм. Окончательно 15 мм.

- толщина стенки трубопровода подачи углекислого газа $14,67+2+0,8=17,57$ мм. Окончательно 18 мм.

2.5.3 Расчет трубопровода подачи конвертированного газа

Конвертированный газ с первичного риформинга будет подаваться в шахтный реактор радиально через 4-х канальный смеситель со скоростью 45 м/с. Для этого ввода газа необходимо рассчитать и подобрать соответствующий трубопровод, а также рассчитать толщину стенки последнего. Материал для данного трубопровода стоит подобрать, исходя из условий его эксплуатации. Т.к. температура конвертированного газа будет составлять 810°C и выше, а также давление около 35 кгс/см^2 , то необходимо

изготовить данный трубопровод из жаропрочной стали (до 1000 °С) марки 10X23H18. [18]

Из таблицы 2.9 видно, что общий объем КГ с первичного риформинга равен 240530 м³/ч. Содержание каждого из компонентов в КГ (в об. %) приведено в таблице 2.12.

Таблица 2.12

Компонент	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	H ₂ O
Об. %	40,5	5,9	6	5,4	42,2

Расчет реальной плотности конвертированного газа

Для определения этого значения необходимо воспользоваться формулой расчета (2.10). Для этого необходимо определить молекулярную массу газа. Т.к. известно содержание каждого из компонентов в КГ в объемн. %, то молекулярная масса равна:

$$M=0,405 \times 2 + 0,059 \times 28 + 0,06 \times 44 + 0,054 \times 16 + 0,422 \times 18 = 13,56 \text{ кг/кмоль}$$

После расчета по формуле (2.5) с учетом входной температуры 810 °С и давлении 32 кгс/см², значение реальной плотности для КГ равно 4,88 кг/м³.

1) Перевод объемного расхода КГ в реальный расход

По формуле (2.6) реальный расход КГ составляет 29838 м³/ч.

2) Привод к стандартному значению

При проектировании и расчете размеров трубопровода необходимо, расход в расчеты закладывать выше, чем будет подаваться по трубопроводу в целях безопасной эксплуатации. Поэтому для расчетов берется 31000 м³/ч.

3) Определение диаметра трубопровода

По формуле (3.11) диаметр трубопровода равен 0,493 м.

4) Стандартизация значения диаметра

Ближайшее стандартное значение для диаметра трубопровода 525 мм. Однако, это значение для наружного диаметра, поэтому стоит определить толщину стенки, и проверить не превышает ли сумма (493+2×S) выбранного значения 525 мм (S – исполнительная толщина стенки трубопровода).

6) Определение толщины стенки трубопровода

По формуле (2.16) расчетная толщина стенки составляет 16,77 мм. С учетом прибавок: $S = 16,77 + 2 + 0,8 = 19,57$ мм. После стандартизации исполнительная толщина равна 20 мм.

7) Проверка значения диаметра трубопровода

$493 + 2 \times 20 = 533$ мм, т.к. значение превышает 525 мм, следовательно, диаметр подобран неверно и, соответственно, следует изготовить данный трубопровод из трубы стандартного размера, а именно 635 мм.

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ТЕХНИЧЕСКОГО ОБЪЕКТА

3.1 Технологическая характеристика объекта

Таблица 3.1- Технологический паспорт объекта

№ п/п	Технологич. процесс	Технологическая операция, вид выполняемых работ	Наименование должности работника, выполняющего технологический процесс, операцию	Оборудование, устройство, приспособление	Материалы, вещества
1	2	3	4	5	6
1	Отделение сероочистки	Предназначено для очистки технологического природного газа от сернистых соединений	Оператор-универсал, обслуживающий стадии сероочистки, конверсии метана, конверсии окиси углерода, системы парообразования и парораспределения (далее по тексту оператор-универсал реформинга)	Т-101. Подогреватель природного газа.	Углеродистая сталь.
				п.104-А,Б Аппарат сероочистной для поглощения сернистых соединений	
2	Первичный и вторичный реформинг	Предназначен для конверсии метана	Оператор-универсал реформинга	п.105.Аппарат сероочистной для гидрирования сернистых соединений.	Обечайка 12ХМ. Днище 13CrMo44. Штуцера и фланцы 15ХМ
				п.107.Трубчатая печь. Печь состоит из 2-х секций: радиантной и конвективной	
				Радиантная	Состоит из 504 реакционных труб (12 рядов по 42 трубы). Материал труб Х8Сг
				Конвективная	В секции находится 8 подогревателей(змеевиков) Материалы: 13CrMo4.4, ст.347Н, 10CrMo9.10,

Продолжение таблицы 3.1

1	2	3	4	5	6
				п.108. Вспомогательная печь. Паровой котел с естественной циркуляцией. для получения насыщенного пара.	Основной материал: Сталь 15121.5 11416.1 12022.1
				п.109. Барабан (паросборник).	Основной материал 13123.9
				п.110. Конвертор метана II ступени со смесителем. Вертикальный сварной аппарат со смесителем конвертированного газа и воздуха с наружной водяной рубашкой	Основной материал: сталь 12ХМ, 15ХМ и 09Г2С. Футеровка из огнеупорных материалов. Рубашка – ст. ВстЗсп
				п.111 А, Б. Котел-утилизатор. Вертикальный аппарат с трубками Фильда	Основной материал: 13123.5; 15128.9; 17246.4.
				п.121 А, Б. Дымососы двухстороннего всасывания с паротурбинным приводом (для создания разрежения в трубчатой и вспомогательной печах)	Разный.
				п.122. Дымовая труба. Вертикальная труба. Внутренний диаметр 4000мм. Высота 40000мм	Углеродистая сталь
				п.128 А, Б. Турбонасосный агрегат для подачи питательной воды в барабан котлов поз.109	Разный

Продолжение таблицы 3.1

1	2	3	4	5	6
3	Конверсия окиси углерода	для конвертированного газа от СО	Оператор-универсал риформинга	<p>п.114. Конвертор СО I-й ступени. Вертикальный сварной аппарат, заполненный железохромовым мелкозернистым катализатором</p> <p>п.115. Котел-утилизатор после конвертора СО I-й ступени с естественной циркуляцией</p> <p>п.116. Подогреватель неочищенной азотоводородной смеси</p> <p>п.117. Конвертор СО II-й ступени.</p> <p>Вертикальный сварной аппарат полочного типа состоящий из двух корзин, заполненных цинк-хром-медным катализатором</p>	<p>Основные материалы: 12ХМ, 15ХМ, ОХ13, О9Г2С</p> <p>Основной материал: 13123.5, 15128.9, 15121.5</p> <p>Нержавеющая сталь 12ХМ,15ХМ</p> <p>Трубки - сталь 12Х18Н10Т</p> <p>Основной материал: 12ХМ, 15ХМ,09Г2С. Материал колец Рашига - сталь ОХ13</p>

3.2 Идентификация профессиональных рисков

Таблица 3.2-Идентификация профессиональных рисков

№п/п	Производственно-технологическая и/или эксплуатационно-технологическая операция, вид выполняемых работ	Опасный и/или вредный производственный фактор	Источник опасного и/или вредного производственного фактора
1	Отделение сероочистки технологического природного газа от сернистых соединений.	Содержание вредных веществ в воздухе рабочей зоны	Возможные утечки: недостаточная герметичность сосудов и др.
2	Первичный и вторичный риформинг	Повышенная температура поверхностей оборудования	Нарушение термо и шумо-изоляции аппаратов и трубопроводов. Нарушение работы электрооборудования, заземления, целостности электропроводки Использование жидкокристаллических мониторов Операторы наблюдают за приборами в течение 12 часов Нарушение правил работы на высоте
3	Конверсия окиси углерода	Повышенный уровень производственного шума	
		Наличие электричества Излучение Монотонность труда рабочих Расположение рабочего места на значительной высоте относительно поверхности земли (пола)	

3.3 Методы и средства снижения профессиональных рисков

Таблица 3.3- Методы и средства снижения профессиональных рисков

№п/п	Опасный и/или вредный производственный фактор	Организационные методы и технические средства защиты, снижения, устранения опасного и/или вредного производственного фактора	Средства индивидуальной защиты
1	2	3	4
1	Содержание вредных веществ в воздухе рабочей зоны	Следить за герметичностью оборудования, коммуникаций, выявлять источники загазованности и немедленно принимать меры для устранения пропусков.	Фильтрующие противогазы с коробкой марки «М», "ДОТ М-600"

Продолжение таблицы 3.3

1	2	3	4
2	Повышенная температура поверхностей оборудования	Следить за целостностью изоляции, соблюдение НТР и правил эксплуатации оборудования	Спецодежда: костюм ХБ, рукавицы, каска
3	Повышенный уровень производственного шума		Беруши, наушники
4	Наличие электричества	Соблюдать правила ГОСТ 12.1.030-81.ССБТ Электробезопасность. Защитное заземление. Зануление.	Диэлектрический инструмент, резиновые перчатки, диэлектрические боты, защитные очки
5	Расположение рабочего места на значительной высоте относительно поверхности земли (пола)	Площадки обслуживания, лестницы подъема должны иметь ограждения высотой не менее 1 м, промежуточный элемент и отбортовка с высотой не менее 0,15 м. Все работы должны вестись с исправных подмостков, лесов, люлек, лестниц и других приспособлений.	Предохранительный (монтажный) пояс и страховочная веревка.
6	Повышенная или пониженная температура воздуха рабочей зоны	Тепловые завесы применяются в зимний период в корпусах для обеспечения нормального температурного режима в производственных помещениях.	На наружных работах зимой доп.: куртка х/б на утепленной прокладке, брюки х/б на утепленной прокладке, валенки.

3.4 Обеспечение пожарной безопасности технического объекта

3.4.1 Идентификация классов и опасных факторов пожара

Таблица 3.4- Идентификация классов и опасных факторов пожара

Участок, подразделение	Оборудование	Класс пожара	Опасные факторы пожара	Сопутствующие проявления факторов пожара
1	2	3	4	5
Наружная установка агрегата аммиака: сероочистка, конверсия метана и окиси углерода	Т-101. Подогреватель природного газа. п.104-А, Б Аппарат сероочистой для поглощения сернистых соединений.	A _n	Пламя и искры; повышенная температура окружающей среды;	Осколки, части разрушившихся зданий, сооружений, строений, транспортных средств, технологических установок, оборудования, агрегатов, изделий и иного имущества;

.Продолжение таблицы 3.4

1	2	3	4	5
	<p>п.107.Трубчатая печь.</p> <p>п.108. Вспомогательная печь.</p> <p>п.109.Барабан (паросборник).</p> <p>п.110. Конвертор метана II ступени</p>		<p>повышенная концентрация токсичных продуктов горения и термического разложения;</p>	<p>токсичные вещества и материалы, попавшие в окружающую среду из разрушенных технологических установок, оборудования, агрегатов, изделий и иного имущества;</p>
	<p>п.111А, Б. Котел-утилизатор</p> <p>п.121А.Б. Дымососы</p> <p>п.122. Дымовая труба</p> <p>п.114. Конвертор СО i-й ступени.</p> <p>п.115. Котел-утилизатор</p> <p>п.116. Подогреватель</p> <p>п.117. Конвертор СО II-й ступени</p>		<p>Пониженная концентрация кислорода; снижение видимости в дыму</p>	<p>воздействие огнетушащих веществ; опасные факторы взрыва, происшедшего вследствие пожара.</p>

3.4.2 Разработка технических средств и организационных мероприятий

Таблица 3.5- Технологические средства обеспечения пожарной безопасности

Первичные средства пожаротушения	Мобильные средства пожаротушения	Стационарные установки и системы пожаротушения	Средства пожарной автоматики	Пожарное оборудование	Средства индивидуальной защиты и спасения людей при пожаре	Пожарный инструмент (механизирован. и немеханизирован.)	Пожарные сигнализация, связь и оповещение
Ручные и передвижные огнетушители (воздушно – пенные,	Пожарные автомобили, пожарные мотопомпы,	Водяные, пенные, газовые, порошковые.	1) извещатели пожарные; 2) приборы приемноконтрольные пожарные;	Огнетушители, пожарные рукава, стволы, гидранты.	Средства индивидуальной защиты органов	Мотопомпы, пожарные насосы, арматура,	Извещатели пожарные
углекислотные, порошковые, керамо ткань или грубошерстные (кошма, войлок) полотна, пожарные ящики с песком, внутренние пожарные краны	приспособленные технические средства,	В зависимости от устройства головок делятся на спринклерные и дренчерные установки	3) приборы управления пожарные; 4) технические средства оповещения и управления эвакуацией; 5) пожарные системы передачи извещений о пожаре.	средства защиты кожных покровов тела человека, изолирующие (со сжатым воздухом или с связанным кислородом); фильтрующие	дыхания и зрения (самоспасатели);	клапаны и муфты, рукавная арматура	(дымовые, тепловые, ручные), телефон, сирена.

3.4.3 Организационные мероприятия по предотвращению пожара

Таблица 3.6 - Организационные (организационно-технические) мероприятия по обеспечению пожарной безопасности.

Наименование технологического процесса, оборудования технического объекта	Наименование видов, реализуемых организационных (организационно-технических) мероприятий	Предъявляемые требования по обеспечению пожарной безопасности, реализуемые эффекты
Конверсия природного газа, трубчатая печь, шахтный конвертор	Организация пожарной охраны, обучение рабочих и служащих правилам пожарной безопасности, составление инструкций о порядке работы с пожароопасными веществами и материалами, отработку действий администрации, рабочих и служащих в случае возникновения пожара и эвакуации людей, применение средств наглядной агитации по обеспечению пожарной безопасности и т.п.	Проверка с участием соответствующих служб (ОГЭ, ОГА, УИТ, ПЧ и др.) перед наступлением пожароопасного периода 2 раза в год (весна, осень) для выполнения противопожарных мероприятий проводят проверку: сетей внутреннего противопожарного водоснабжения, работоспособности установок водяного орошения (кольца орошения, лафетные стволы) технологических аппаратов, состояние огнезащитных покрытий, состояние пожарных сухотрубов, ручных пожарных вещей

3.5 Обеспечение экологической безопасности технического объекта

Таблица 3.7 - Идентификация экологических факторов технического объекта

Название технич. объекта, технологич. процесса	Структурные составляющие технического объекта, технологического процесса	Воздействие технического объекта на атмосферу	Воздействие технического объекта на гидросферу	Воздействие технического объекта на литосферу
1	2	3	4	5
Сероочистка. Подогреватель природного газа поз.103	Подогреватель природного газа поз.103	Вредными веществами, выбрасываемыми с дымовыми газами огневого подогревателя сероочистки и 1-го риформинга является аммиак, сернистый ангидрид, оксиды азота,	Загрязненные сточные воды включают в себя: продувки водооборотных циклов, газовый конденсат после установки разгонки газового конденсата; сток пускового котла БГМ-35М;	Отработанное масло насосов компрессоров направляется на регенерацию в цех 47. Катализаторы сероочистки, первичного риформинга, вторичного риформинга, высокотемпературного и

Продолжение таблицы 3.7

1	2	3	4	5
Конверсия метана.	Трубчатая печь поз. 107 и вспомогательная печь поз. 108	углерода оксид. Вредными веществами, выбрасываемыми в атмосферу с дымовыми газами, является углерода оксид.	смывы с полов; сток от промывки аппаратов и трубопроводов; сточные воды от регенерации фильтров.	низкотемпературного конвертора оксида углерода направляются на переработку. Отходы потребления временно складываются на оборудованных площадках и подлежат вывозу на захоронение.
Очистка кон. газа от CO ₂	Регенератор п.302		Забор воды идёт на технологические нужды (подпитка ВОЦ). Химобессоленная вода используется в системе парообразования.	

Таблица 3.8 – Разработанные организационно-технические мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия технического объекта на окружающую среду

Наименование технич.объекта	Отделение риформинга: сероочистка, конверсия метана, очистка от CO ₂
Мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия на атмосферу	<p>Диаметры и высоты труб выбросов выбраны таким образом, чтобы количества вредных веществ, выбрасываемых в атмосферу, не создавали в приземном слое концентраций вредных веществ, превышающих санитарные нормы (после их рассеивания). Федеральный закон №96-ФЗ «Об охране атмосферного воздуха». Для очистки продуктов сгорания печи риформинга от оксидов азота предусмотрена подача пароаммиачной смеси в туннели радиантной зоны поз. 107 (гомогенная очистка). Восстановление оксидов азота до молекулярного азота протекает по реакциям:</p> $6 \text{NO} + 4 \text{NH}_3 = 5 \text{N}_2 + 6 \text{H}_2\text{O}, \quad 6 \text{NO}_2 + 8 \text{NH}_3 = 7 \text{N}_2 + 12 \text{H}_2\text{O}$ <p>Углекислый газ (CO₂). Является отходом производства, образуется при регенерации раствора амДЭА в регенераторе поз. 302, используется в цехе № 4 для получения карбамида, в цехе №39 для подкормки бактерий, в корпусе 015 для производства углекислоты.</p> <p>По проекту часть будет отбираться на смеситель в конвертор метана, остатки на свечу в атмосферу. Для уменьшения уноса оксид углерода, метилдиэтанолamina предварительно охлаждается подаётся в сборник флегмы, где происходит отделение газа от конденсата промывкой его флегмой на четырёх колпачковых тарелках.</p>

Продолжение таблицы 3.8

Наименование технич.объекта	Отделение риформинга: сероочистка, конверсия метана, очистка от CO ₂
<p>Мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия на гидросферу</p>	<p>Газовый конденсат, по проекту направляемый в канализацию загрязненных и ливневых стоков в летний период времени подается на увлажнение воздуха перед АВО. Предусмотрены также аварийные и дренажные емкости для сбора стоков при аварийных ситуациях, и остановках на ремонт оборудования. Все стоки направляются в коллектор загрязненных и промливневых сточных вод.</p> <p>Для очистки загрязненных и промливневых стоков предприятия в 2016 году планируется начать строительство 1-й очереди канализационных очистных сооружений смешанного потока сточных вод предприятий Северного промузла г. Тольятти в районе регулирующей емкости.</p>
<p>Мероприятия по снижению негативного антропогенного воздействия на литосферу</p>	<p>Отработанное масло в цистерне отправляются в отделение регенерации масел.</p> <p>Отработанные катализаторы затариваются в металлические, пластмассовые бочки или мешки типа "Биг-бэг" и затем направляются на переработку лицензированной организации.</p> <p>Отходы потребления временно складировуются на оборудованных площадках и вывозятся на захоронение согласно графика вывоза. Места временного хранения опасных отходов оборудованы с учетом исключения проливов, россыпей, загрязнения почвы и растительного покрова.</p>

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. В разделе «Безопасность и экологичность технического объекта» приведена характеристика технологического процесса, перечислены технологические операции, должности работников, производственно-техническое и инженерно-техническое оборудование, применяемые сырьевые технологические и расходные материалы, комплектующие изделия и производимые изделия (таблица 4.1). [6, 8, 10, 15, 18, 19]

2. Проведена идентификация профессиональных рисков по осуществляемому технологическому процессу, выполняемым технологическим операциям, видам производимых работ. В качестве опасных и вредных производственных факторов идентифицированы следующие: содержание вредных веществ в воздухе рабочей зоны, повышенная температура поверхностей оборудования, повышенный уровень производственного шума ГОСТ 12.1.029-80 Средства и методы защиты от шума, наличие электричества, излучение, монотонность труда рабочих, расположение рабочего места на значительной высоте относительно поверхности земли (пола) (таблица 4.2). [23, 28, 41, 47]

3. Разработаны организационно-технические мероприятия, включающие технические устройства снижения профессиональных рисков, а именно: следить за герметичностью оборудования, коммуникаций, выявлять источники загазованности и немедленно принимать меры для устранения пропусков, следить за целостностью изоляции, соблюдение НТР и правил эксплуатации оборудования, соблюдать правила ГОСТ 12.1.030-81.ССБТ Электробезопасность. Защитное заземление. Зануление. Площадки обслуживания, лестницы подъема должны иметь ограждения высотой не менее 1 м, промежуточный элемент и отбортовка с высотой не менее 0,15 м. Все работы должны вестись с исправных подмостков, лесов, люлек, лестниц и других приспособлений. Тепловые завесы применяются в зимний период в корпусах, для обеспечения нормального температурного режима в

производственных помещениях. Подобраны средства индивидуальной защиты для работников согласно приказа министерства здравоохранения и социального развития Р.Ф. от 1 июня 2009г. №290н (таблица 4.3). [23, 28, 41, 47]

4. Разработаны мероприятия по обеспечению пожарной безопасности технического объекта. Проведена идентификация класса пожара и опасных факторов пожара и разработка средств, методов и мер обеспечения пожарной безопасности (таблица 4.4). Разработаны средства, методы и меры обеспечения пожарной безопасности (таблица 4.5). Разработаны мероприятия по обеспечению пожарной безопасности на техническом объекте (таблица 4.6). ГОСТ Р 12.3.047-2012 Национальный стандарт Российской Федерации. ССБТ. Пожарная безопасность технологических процессов. Общие требования. Методы контроля. [47, 58, 59]

5. Идентифицированы экологические факторы в соответствии с федеральным законом от 04.05.1999 № 96-ФЗ "Об охране атмосферного воздуха", Федеральным законом от 24.06.1998 № 89-ФЗ "Об отходах производства и потребления", водным кодексом Российской Федерации» от 03.06.2006 № 74-ФЗ (таблица 4.7) и разработаны мероприятия по обеспечению экологической безопасности на техническом объекте в соответствии с федеральным законом от 10.01.2002 № 7-ФЗ «Об охране окружающей среды», и федеральным законом от 04.11.2004 № 128-ФЗ «О ратификации Киотского протокола к рамочной Конвенции Организации Объединённых Наций об изменении климата» (таблица 4.8). [47, 58, 59]

4 ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРОЕКТА

Организационно – экономическое обоснование – это заключительный раздел дипломного проекта. В экономической части дипломного проекта предполагается реконструкция существующего производства. В нём рассчитываются технико-экономические показатели проектируемого варианта, производится сравнительный анализ себестоимости базового и проектного вариантов, и рассчитывается экономический эффект от внедрения проекта. Исходными данными для расчёта являются данные технической части дипломного проекта и данные базового предприятия: калькуляция себестоимости продукции, штатное расписание рабочих и служащих, формы организации труда, тарифы и оклады рабочих, служащих и руководителей, нормы расхода сырья, энергии и др. [47,58,59]

Организационно-экономическое обоснование включает в себя следующие разделы:

1. Описание производства и маркетинговый анализ.
2. Расчёт годовой производственной мощности.
3. Расчёт капитальных вложений (инвестиций).
4. Расчёт численности рабочих и фонда оплаты труда.
5. Организация управления производством.
6. Расчёт себестоимости продукции.
7. Расчёт экономической эффективности дипломного проекта.

4.1 Описание производства и маркетинговый анализ

Целью разработки данного комбинированного реактора является производство азотводородной смеси в количестве, достаточном для получения аммиака 2000 т/сут и выше.

Строить новые агрегаты производства аммиака требует огромных капитальных вложений, а также строительство займет очень много времени. Помимо этого, построенный агрегат будет очень долго окупать вложенные

средства. Поэтому разработан данный комбинированный реактор, который не требует относительно больших капитальных вложений и значительно увеличивает выход продукта. [47,58,59].

С целью увеличения производительности стадии вторичного риформинга аммиака реконструкции подвергается смеситель, установленный на шахтном реакторе. Целью реконструкции является замена двухканального смесителя на четырехканальный в шахтном реакторе для увеличения выработки аммиака.

Помимо 4-х канального смесителя будут установлены: абсорбер, высокотемпературный конвертор СО, низкотемпературный конвертор СО, метанатор, сепаратор, аппарат воздушного охлаждения, криогенная установка разделения воздуха и блок очистки от кислорода.

Таблица 4.1- Краткая характеристика сравниваемых вариантов

Базовый вариант	Проектный вариант
<p>Базовый вариант – производство аммиака АМ-76</p> <p>1) Двухканальный смеситель.</p> <p>2) Выработка аммиака – 1 360 т/сут.</p>	<p>Модернизация базового варианта предусматривает замену двухканального смесителя на четырёхканальный смеситель в шахтном конверторе вторичного риформинга.</p> <p>Модернизация предусматривает капитальные вложения на приобретение дополнительного оборудования. Так же возрастет расход электроэнергии на 40%. В результате получается снижение себестоимости и увеличению выхода аммиака.</p> <p>1) Четырехканальный смеситель.</p> <p>2) Выработка аммиака – 2 000 т/сут</p>

Рассчитываем эффективность замены старого оборудования на новое. Стоимость нового оборудования – четырехканального смесителя составляет 1250000 руб., а остаточная стоимость старого двухканального смесителя – 400000 руб. В результате замены затраты на текущий ремонт снизились на 35%. Из ниже предложенных в таблице 4.2 производителей химического

оборудования, выбран Тольяттинский ОАО «Азотреммаш», который специализируется на изготовлении подобных реакторов и его составляющих.

Выбор данного изготовителя исходил по параметрам и техническим характеристикам в соответствии с технологическими расчётами, а также по цене.

Таблица 4.2- Предлагаемые заводы изготовители

Наименование производителя	Техническая характеристика	Цена оборудования за ед.,руб.
1 ОАО «Азотреммаш» г. Тольятти.	Четырёхканальный смеситель. Выработка-2000т/сут	1250000
2 АО «Уралхиммаш» г. Екатеринбург	Четырёхканальный смеситель. Выработка-2000т/сут	1500000
3 ЗАО НПО «Сфера» г. Дзержинск	Двухканальный смеситель. Выработка-1700т/сут	800000
4 Производитель «MWL GmbH» Германия	Четырёхканальный смеситель. Выработка-2000т/сут	2700000

4.2 Расчет годовой производственной мощности

Производственная мощность определяется по формуле (4.1):

$$M = Q_{\text{час}} \cdot F_{\text{эф}}, \quad (4.1)$$

Где $Q_{\text{час}}$ - часовая производительность агрегата (аппарата), т/час; $F_{\text{эф}}$ - эффективное время работы оборудования, час.

$$M_{\text{б}} = 56.6 \cdot 8520 = 482\,232 \text{ т};$$

$$M_{\text{п}} = 83 \cdot 8520 = 707\,160 \text{ т}.$$

Таблица 4.3

Показатели	Базовый вариант	Проектный вариант
Календарная продолжительность года, сут.	365	365
Простои оборудования по графику ППР, сут.	10	10
Эффективное время работы оборудования, сут.	355	355
Эффективное время работы оборудования, час.	8 520	8 520
Часовая производительность оборудования, т/час	56.6	83
Годовая производственная мощность, т	482232	707 160

4.3 Расчет капитальных вложений (инвестиций) по проектируемому варианту

1) Прямые капитальные вложения в основное технологическое оборудование. В таблице 4.4 представлено необходимое оборудование и его стоимость.

Таблица 4.4

№	Наименование оборудования	Количество	Стоимость оборудования		Амортизация	
			за единицу	всего	%	руб.
1	Смеситель	1	1250000	1250 000	15	187500
2	Конвертор СО 1 ст.	1	4350000	4350000	15	652500
3	Конвертор СО 2 ст.	1	4350000	4350000	15	652500
4	Метанатор	1	4350000	4350000	15	652500
5	Абсорбер	1	15000000	15000000	15	2250000
6	АВО	1	3125000	3125000	15	468750
7	Блок очистки	1	10000000	10000000	15	1500000
8	Сепаратор	1	1000000	1000000	15	150000
9	Криогенная установка	1	30000000	30000000	15	4500000
	Итого:	9		73425000		11013750

2) Сопутствующие капитальные вложения:

Затраты на доставку и монтаж оборудования (если оборудование покупается), рассчитываются по укрупненным нормам от стоимости оборудования:

доставка	7 % - 5139750руб
установка фундамента	6 % - 4405500руб
обвязка трубопроводов	20 % -14685000руб
монтаж оборудования	15 % - 11013750руб
монтаж КИПиА	20 % - 14685000руб

Зд.и м. = 49929000руб

Затраты на демонтаж заменяемого оборудования (30 % от стоимости демонтируемого оборудования):

$$\text{Здем.об.} = (400000 \cdot 30) / 100 = 120000 \text{руб.}$$

Выручка от реализации высвобождаемого оборудования (вычитается):

$$\text{Вреал} = 400000 \text{руб.}$$

Итого сопутствующие капитальные вложения:

$$\text{Ксоп} = \text{Зд.и м.} + \text{Здем.об.} - \text{Вреал} \quad (4.2)$$

$$\text{Ксоп} = 49929000 + 120000 - 400000 = 49649000 \text{руб.}$$

Общая сумма капитальных вложений:

$$\text{Кобщ} = \text{Кпр} + \text{Ксоп} = 73425000 + 49649000 = 123074000 \text{руб.},$$

где Кпр - прямые капитальные вложения.

4.4 Расчет численности рабочих и фонда оплаты труда

Режим работы цеха и график сменности. Основные производственные рабочие работают в смену. Продолжительность смены – 12 часов. Такой график сменности представляется наиболее удобным и целесообразным в условиях ведения непрерывного технологического процесса. В таблице 4.5 представлен график сменности.

Таблица 4.5- График сменности

Смены	Часы	Дни месяца														
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	7 - 19	А	Б	В	Г	А	Б	В	Г	А	Б	В	Г	А	Б	В
2	19 - 7	Г	А	Б	В	Г	А	Б	В	Г	А	Б	В	Г	А	Б
Выходные		БВ	ВГ	ГА	АБ	БВ	ВГ	ГА	АБ	БВ	ВГ	ГА	АБ	БВ	ВГ	ГА

Баланс рабочего времени одного рабочего представлен в таблице 4.6.

Таблица 4.6- Баланс рабочего времени одного рабочего

-Показатели	Количество	
	при непрерывном графике	Пятидневная раб. неделя
Календарное время	365	365
Выходные дни	182,5	104
Праздничные дни	0	10

Продолжение таблицы 4.6

Номинальное время работы	182,5	251
Невыходные дни		
- очередной и дополнительный отпуск	14	24
- по болезни	5	6
Фактическое время работы, дней	163.5	231
Часов	1962	1848

Расчет штата рабочих.

Штаты рабочих цеха сведены в таблицу 4.7.

Таблица 4.7- Штаты рабочих цеха

Группы рабочих	Кол-во штатных единиц	Разряд	Система оплаты труда	Условия оплаты труда	Часовая тарифная ставка руб.	Должностной оклад в месяц руб.	Тарифный фонд в год на общее количество единиц руб.
1	2	3	4	5	6	7	8
1.Оператор-универсал (старший)	5	б/р	повр	Вред	143.5	23460	1407600
2.Оператор-универсал	35	б/р	повр	Вред	116.2	18990	7975800
3.Оператор пускового котла	4	5	повр	Вред	80.12	13100	628800
3.Оператор в производстве дем. воды	5	5	повр	Вред	80.12	13100	786000
4.Слесарь-ремонтник	5	6	повр	Вред	113.58	18570	1114200
5.Слесарь-ремонтник	14	6	повр	Вред		16600	2788800
4.Слесарь КИПиА	5	6	повр	Вред	113.58	18570	1114200
5.Слесарь КИПиА	4	6	повр	Вред		16600	796800
4.Электромонтёр по ремонту и обслуживанию электрооборудования	5	6	повр	Вред	113.6	18570	1114200
5.Электромонтёр по ремонту и обслуживанию электрооборудования	4	6	повр	Вред		16600	796800
6.Уборщик производственных помещений	4	б/р	повр	Вред		7080	339840
Количество	90					Сумма	18863040

а) Списочная численность определяется по формуле (4.3):

$$Ч_{СП} = К \cdot Ч_{Я}, \quad (4.3)$$

где $Ч_{Я}$ - явочная численность рабочих в сутки; $К$ - коэффициент подмены.

Коэффициент подмены вычисляется по формуле (4.4):

$$К = T_{НОМ} / T_{ЭФ}, \quad (4.4)$$

где $T_{НОМ}$ - номинальное время работы в год, дней; $T_{ЭФ}$ - фактическое время работы в год, дней.

Коэффициенты подмены основных и вспомогательных рабочих равны:

$$K_{ОСН} = 182.5/163.5=1.116$$

$$K_{ВСП} = 251/231=1.086$$

б) Оплата по тарифу рассчитывается по формуле 4.5:

$$З_{тар} = T_{ср.час} \cdot T_{факт} \cdot n, \quad (4.5)$$

где $T_{ср.час}$ - среднечасовая тарифная ставка; $T_{факт}$ - фактическое время работы 1-го рабочего; n - списочная численность рабочих.

в) Расчет премии

Размер премии рассчитывается исходя из принятого процента (по отношению к зарплате по тарифу) по формуле 4.6.

$$З_{прем} = (З_{тар} \cdot P) / 100, \%, \quad (4.6)$$

где P - размер премии по премиальному положению (равен 25 %).

$$З_{прем}=18863040 \cdot 0.25= 4715760 \text{руб.}$$

г) Расчет доплат

- доплата за работу в праздничные дни (для сменного персонала) рассчитывается по формуле 4.7.

$$Z_{\text{празд}} = T_{\text{ср.час.}} \cdot t_{\text{см}} \cdot n_{\text{см}} \cdot T_{\text{празд}} \cdot R_{\text{раб.см.}}, \quad (4.7)$$

где $t_{\text{см}}$ - продолжительность смены, час; $n_{\text{см}}$ - число смен в сутки; $T_{\text{празд}}$ - число праздничных дней в году, дн; $R_{\text{раб.см.}}$ - явочная численность рабочих в смену.

$$Z_{\text{празд1}} = 143.5 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 1 = 34440 \text{ руб.}; (\text{ст. оператор})$$

$$Z_{\text{празд2}} = 116.2 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 8 = 223104 \text{ руб.}; (\text{операторы})$$

$$Z_{\text{празд3}} = 80.12 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 2 = 38457 \text{ руб.}; (\text{операторы БГМ, УППВ})$$

$$Z_{\text{празд4}} = 113.6 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 3 = 81792 \text{ руб.} (\text{слесарь КИПиА, ДЭМ, деж. слесарь ремонтник})$$

$$\text{Итого} = 377793 \text{ руб.}$$

- доплата за работу в ночное время рассчитывается по формуле 4.8.

$$Z_{\text{ноч}} = (Z_{\text{тар}} \cdot 1/3 \cdot R_{\text{ноч}}) / 100, \quad (4.8)$$

где $1/3$ - часть суток, приходящаяся на ночное время; $R_{\text{ноч}}$ - размер доплаты за работу в ночное время (равен 40 %):

$$Z_{\text{ноч1}} = \frac{281520 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 37536 \text{руб} \cdot 5 = 187680 \text{руб.}$$

$$Z_{\text{ноч2}} = \frac{227880 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 30384 \text{руб} \cdot 35 = 1063440 \text{руб.}$$

$$Z_{\text{ноч3}} = \frac{157200 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 20960 \text{руб} \cdot 5 = 104800 \text{руб.}$$

$$Z_{\text{ноч3}} = \frac{157200 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 20960 \text{руб} \cdot 4 = 83840 \text{руб.}$$

$$Z_{\text{ноч4}} = \frac{222840 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 29712 \text{руб} \cdot 5 = 148560 \text{руб.}$$

$$Z_{\text{ноч4}} = \frac{222840 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 29712 \text{руб} \cdot 5 = 148560 \text{руб.}$$

$$З_{ноч4} = \frac{222840 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 29712 \text{руб} \cdot 5 = 148560 \text{руб.}$$

$$З_{ноч} = \frac{14140800 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 1885440 \text{руб.}$$

где 14140800руб -годовой тарифный фонд зарплаты сменного персонала.

д) Основной фонд заработной платы рассчитывается по формуле (4.9):

$$З_{осн} = З_{тар} + З_{прем} + З_{празд} + З_{ночн}, \quad (4.9)$$

$$З_{осн} = 18863040 + 4715760 + 377793 + 1885440 = 25842033 \text{руб}$$

где $З_{тар}$ - оплата по тарифу, руб.; $З_{прем}$ – премия, руб.; $З_{празд}$ - доплата за работу в праздничные дни, руб.; $З_{ночн}$ - доплата за работу в ночное время, руб.

$$З_{осн1} = 1407600 + 351900 + 34440 + 187680 = 19816200 \text{руб.}$$

$$З_{осн2} = 7975800 + 1993950 + 223104 + 1063440 = 11256294 \text{руб.}$$

$$З_{осн3} = 1404800 + 351200 + 38457,6 + 188640 = 1983097,6 \text{руб.}$$

$$З_{осн4} = 3342600 + 835650 + 81792 + 445680 = 4705722 \text{руб.}$$

$$З_{осн5} = 4382400 + 1095600 = 5478000 \text{руб.}$$

$$З_{осн6} = 339840 + 84960 = 424800 \text{руб.}$$

е) Оплата дней отпуска рассчитывается по формуле (4.10):

$$З_{отп} = (З_{осн} \cdot Т_{отп}) / Т_{эф}, \quad (4.10)$$

где $Т_{отп}$ - продолжительность отпуска, дн; $Т_{эф}$ - фактическое время работы одного рабочего в год, дн.

$$З_{отп1} = (424756 \cdot 14) / 163,5 = 36370,5 \text{руб.} \cdot 5 = 181852,5 \text{руб}$$

$$З_{отп2} = (344313 \cdot 14) / 163,5 = 29482,5 \text{руб.} \cdot 35 = 1031887,5 \text{руб}$$

$$З_{отп3} = (236688,8 \cdot 14) / 163,5 = 20266,9 \text{руб.} \cdot 9 = 182402,1 \text{руб}$$

$$З_{отп4} = (335521,2 \cdot 14) / 163,5 = 28729,6 \text{руб.} \cdot 15 = 430854 \text{руб}$$

$$З_{отп5} = (240000 \cdot 24) / 231 = 24935,1 \text{руб.} \cdot 22 = 548572,2 \text{руб}$$

$$Зотпб = (106000 \cdot 24) / 231 = 11013 \text{руб.} \cdot 4 = 44052 \text{руб}$$

$$\text{Итого } Зотп \text{ общая} = 2419620,3$$

ж) Дополнительный фонд заработной платы рассчитывается по формуле (4.11):

$$Здоп = Зотп, \quad (4.11)$$

к) Годовой фонд заработной платы рассчитывается по формуле (4.12):

$$Згод = Зосн + Здоп, \quad (4.12)$$

$$Згод = 25842033 + 2419620 = 28261653 \text{руб.}$$

л) Взносы на страховые выплаты рассчитываются по формуле (4.13):

$$Осоц = (Згод \cdot Ксоц) / 100, \quad (4.13)$$

где $Ксоц$ - процент отчислений на страхование, % ($Ксоц = 30\%$).

$$Осоц = 28261653 \cdot 30 / 100 = 8478495,5 \text{руб.}$$

4.5 Организация управления производством

Штаты и расчет заработной платы ИТР и служащих представлены в таблице 4.8.

Таблица 4.8- Расчет заработной платы ИТР и служащих

Категории персонала и должностей	Кол-во штатных единиц	Установленный должностной оклад в месяц руб.	Надбавка за условия труда руб.	Сумма месячного оклада с надбавкой руб.	Сумма фонда заработной платы на общую численность в месяц руб.
1	2	3	4	5	6
Начальник цеха	1	33009	3961	36970	36970
Заместитель начальника цеха	1	31000	3720	34720	34720
Энергетик	1	24598	2952	27550	27550
Механик	1	28607	3433	32040	32040

Продолжение таблицы 4.8

1	2	3	4	5	6
Старший мастер по ремонту технологического оборудования	3	21411	2569	23980	71940
Старший мастер по ремонту КИПиА	1	24598	2952	27550	27550
Начальник смены	5	22214	2666	24880	124400
Ведущий инженер-электроник	1	22180	-	22180	22180
Заведующий хозяйством	1	10340	-	10340	10340
КОЛИЧЕСТВО	15			СУММА	385610
Фонд заработной платы в год			Сумма	385610 · 12 = 4627320	

Расчет годового фонда заработной платы ИТР.

Основная заработная плата рассчитывается по формуле (4.14):

$$Z_{\text{годИТР}} = \sum T_{\text{окл}} \cdot 12 \cdot Ч_{\text{спИТР}} = 4627320 \text{ руб.}, \quad (4.14)$$

где $T_{\text{окл}}$ – оклад, руб; 12 – количество месяцев в году; $Ч_{\text{спИТР}}$ – число ИТР, чел.

Рассчитываем премию. Она начисляется в зависимости от процента ($P = 25\%$) по премиальному положению ИТР.

$$Z_{\text{прем}} = 4627320 \cdot 0,25 = 1156830 \text{ руб.},$$

Доплата за работу в праздничные дни рассчитывается по формуле (4.15):

$$Z_{\text{праз}} = T_{\text{окл}} / 163,5 \cdot t_{\text{см}} \cdot п_{\text{см}} \cdot Ч_{\text{я}} \cdot Д_{\text{пр}}, \quad (4.15)$$

где $T_{\text{окл}}$ – оклад, руб.; 163,5 – количество рабочих часов в месяц ИТР (нач. смены); $t_{\text{см}}$ – продолжительность смены, ч; $п_{\text{см}}$ – число смен в сутки; $Ч_{\text{я}}$ –

явочное число рабочих в смену, чел; $D_{\text{пр}}$ – количество праздничных дней в году, дн.

$$Z_{\text{праз}} = 24880 / 163,5 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 1 \cdot 10 = 36528$$

Доплата за работу в ночное время:

$$Z_{\text{ноч}} = \frac{1492800 \cdot 40}{3 \cdot 100} = 199040 \text{ руб.}$$

Основной фонд заработной платы:

$$Z_{\text{осн}} = 4627320 + 1156830 + 199040 + 36528 = 6019718 \text{ руб.}$$

Дополнительный фонд заработной платы рассчитывается по формуле (4.16):

$$Z_{\text{д.р}} = Z_{\text{осн}} \cdot K_{\text{д.р}} = 6019718 \cdot 0,24 = 1444732,32 \text{ руб.}, \quad (4.16)$$

где $K_{\text{д.р}}$ – коэффициент дополнительной заработной платы.

Расчет годового фонда заработной платы ИТР:

$$Z_{\text{год}} = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}} = 6019718 + 1444732,32 = 7464450,32 \text{ руб}$$

Взносы на страховые выплаты:

$$\text{Осоц} = Z_{\text{год}} \cdot K_{\text{с}} = 7464450,32 \cdot 0,3 = 2239335,1 \text{ руб.}$$

Результаты сводим в таблицу 4.9

Таблица 4.9 -Расчет фонда заработной платы рабочих цеха

Группа рабочих	Численность раб.	Оплата руб.	Доплата руб.			Основной фонд заработной платы руб.	Дополнительная заработная плата руб.	Годовой фонд заработной платы руб.	Взносы на страховые выплаты руб.
			Премия	Праздничные	Ночная смена				
1. Производственные рабочие	90	18863040	4715760	387235	1884106,7	25842033	2419620,3	28261653	8478495,9
2. ИТР	15	4627320	1156830	36528	199040	6019718	1444731,32	7464450,32	2239335,1
Итого	105	23490360	5872590	423763	2083146,7	31861751	3864351,62	35726103,3	10717831

4.6 Расчет себестоимости продукции

Таблица 4.10- Расчет расхода сырья, основных и вспомогательных материалов

Вид сырья, материалов, полуфабрикатов	Ед. изм.	Расход на 1 тонну продукции		Цена за единицу измерения, руб.		Сумма, руб.	
		базовый	проект	базовый	проект	базовый	проект
1. Сырье							
Метан	нм3/ч	1070	1020	3,99093	3,99093	4270,37	4069,8
Азот	нм3/ч	20	20	1,46	1,46	29,2	29,2
Итого сырье:						4299,57	4099
2. Вспомогательные материалы, разные						29,02	29,02
3. Катализаторы разные						58,65	55,5
Итого:						4387,15	4183,52

Таблица 4.11 - Расчет расхода топлива и энергии

Вид топлива, энергии	Ед. изм.	Расход на 1 тонну продукции		Цена за единицу измерения, руб.		Сумма, руб.	
		базовый	проект	базовый	проект	базовый	проект
Электроэнергия	кВт/ч	107	145	2,79	2,79	298,53	404,55
Вода речная	м ³	2,32	1,71	3,63	3,63	8,42	6,21
Вода химобессоленная	м ³	3,65	3,65	47,06	4,06	171,77	171,77
Пар	гкал	0,064	0,064	785,7	785,7	50,28	50,28
Итого						529	632,81

Расчет по заработной плате основных производственных рабочих
 Основная заработная плата на 1 тонну продукции рассчитывается по формуле (4.17):

$$З \text{ осн на 1 тонну} = З \text{ осн} / М., \quad (4.17)$$

$$З \text{ осн на 1 тонну Б} = 25842033 / 482\,232 = 53,6 \text{ руб./т}$$

$$З \text{ осн на 1 тонну П} = 25842033 / 707\,160 = 35,5 \text{ руб./т}$$

Дополнительная заработная плата рассчитывается по формуле (4.18):

$$З \text{ доп на 1 тонну} = З \text{ доп} / М., \quad (4.18)$$

$$З \text{ доп на 1 тонну Б} = 2419620,3 / 482232 = 5,02 \text{ руб./т}$$

$$З \text{ доп на 1 тонну П} = 2419620,3 / 707\,160 = 3,42 \text{ руб./т}$$

Взносы на страховые выплаты рассчитываются по формуле (4.19):

$$О_{\text{соц}} \text{ на 1 тонну} = О_{\text{соц}} / М \quad (4.19)$$

$$О_{\text{соц}} \text{ на 1 тонну Б} = 8478495,9 / 482\,232 = 17,6 \text{ руб./т}$$

$$О_{\text{соц}} \text{ на 1 тонну П} = 8478495,5 / 707\,160 = 12 \text{ руб./т}$$

Расчет расходов на содержание и эксплуатацию оборудования представлен в таблице 4.12.

Таблица 4.12- Расчет расходов на содержание и эксплуатацию оборудования

Наименование статей	базовый вариант руб.	проектный вариант руб.
1. Амортизация оборудования	68236800	79250550
2. Текущий ремонт и содержание оборудования	46875648,9	48527711,4
3. Износ и восстановление инструментов	4094210	4755033
4. Прочие расходы	682340	792505,5
Итого	119888998,9	133325799,9

Расчет расходов на содержание и эксплуатацию оборудования.

Амортизация оборудования основной технологической стадии – 68236800тыс.руб
Амортизация внедряемого оборудования – 11013750тыс.руб.

1. Текущий ремонт и содержание оборудования учитывает заработную плату (основную и дополнительную) вместе со взносами на страховые выплаты рабочих по ремонту и содержанию оборудования (ремонтный и дежурный персонал цеха), затраты на материалы - 15% от амортизации оборудования.

$Зосн+Здоп+Осоц+15\% \text{ аморт.}$

Базовая: $36640128,9+0,15 \cdot 68236800=46875648,9\text{руб.}$

Проектная: $36640128,9+0,15 \cdot 79250550=48527711,4\text{руб.}$

2. Износ и восстановление инструмента, приспособлений – 6 % от амортизации оборудования.

Базовая: $68236800 \cdot 0,06=4094208\text{руб.}$

Проектная: $79250550 \cdot 0,06=4755033\text{руб.}$

3. Прочие расходы – 1% от амортизации оборудования.

Базовая: $68236800 \cdot 0,01=682368\text{руб.}$

Проектная: $79250550 \cdot 0,01=792505,5\text{руб.}$

Затраты на 1 тонну продукции

Базовая: $119888989,9/482232=248,6\text{руб.}$

Проектная: $1133325799,9/707160=188,5\text{руб.}$

Расчет цеховых расходов [18].

1. Статья 1: содержание цехового персонала включает: заработную плату и взносы на страховые выплаты ИТР и служащих рабочих цеха.

$Згод + Осоц = 7464450,32 + 2239335,1 = 9703735,42\text{руб.}$

2. Статья 2: амортизация зданий по данным сметы цеховых расходов базового предприятия 1782840 руб.

3. Статья 3: содержание зданий по данным сметы цеховых расходов базового предприятия 3.95% от 2-й статьи.

$$1782840 \cdot 0,0395 = 70850 \text{ руб.}$$

4. Статья 4: затраты на реализацию, опыты, исследования по данным предприятия 0.5% от 1 статьи.

$$9703735,42 \cdot 0,005 = 48520 \text{ руб.}$$

5. Статья 5: затраты на охрану труда 10-20% от зарплаты всех работающих.

Базовая:

$$(\text{Зраб} + \text{Зитр}) \cdot 0,1 = (28261653 + 7464450,32) \cdot 0,1 = 3572610,3 \text{ руб.}$$

Проектная:

$$(\text{Зраб} + \text{Зитр}) \cdot 0,1 = (28261653 + 7464450,32) \cdot 0,1 = 3572610,3 \text{ руб.}$$

6. Статья 6: прочие расходы 0.5% от суммы расходов по статьям 1 – 5.

Базовая:

$$\sum_1^5 \text{ст} = 15178605,3 \cdot 0,005 = 75893 \text{ руб.}$$

Проектная:

$$\sum_1^5 \text{ст} = 15178605,3 \cdot 0,005 = 75893 \text{ руб.}$$

В таблице 4.13 представлены цеховые расходы.

Таблица 4.13-Цеховые расходы

Наименование статей расхода	Сумма руб.
1. Содержание цехового персонала	9703785
2. Амортизация зданий	1782840
3. Содержание зданий	70850
4. Затраты на рационализацию, опыты, исследования	48520
5. Затраты на охрану труда	3572610,3
6. Прочие расходы	75893
Итого	15254498,3

Затраты на 1 тонну продукции рассчитываются по формуле (4.20):

$$N_{ц} \text{ на 1 тонну} = 3 \text{ сум} / M \quad (4.20)$$

$$N_{ц} \text{ на 1 тонну Б} = 15254498,3 / 482232 = 31,6 \text{ руб./т}$$

$$N_{ц} \text{ на 1 тонну П} = 15254498,3 / 707160 = 21,6 \text{ руб./т}$$

Сравнительный анализ себестоимости 1 тонны продукции представлен в таблице 4.14.

Таблица 4.14- Сравнительный анализ себестоимости 1 тонны продукции

№ п/п	Наименование статей	Базовый вариант руб.	Проектный вариант руб.	Отклонение руб.
1	Сырье и основные материалы	4299,57	4099	200,57
2	Вспомогательные материалы	87,67	84,52	3,15
3	Энергоресурсы	529	632,81	-103,81
4	Основная заработная плата	53,6	35,5	18,1
5	Дополнит. заработная плата	5,02	3,42	1,6
6	Взносы на страховые выплаты	17,6	12	5,6
7	Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования	248,6	188,5	60,1
8	Цеховые расходы	31,6	21,6	10
9	Цеховая себестоимость	5202,66	5077,35	125,31
10	Общезаводские расходы	52,02	50,8	1,22
12	Производственная себестоимость	5254,68	5128,15	126,53
13	Внепроизводственные расходы	52,55	51,28	1,27
14	Полная себестоимость	5307,23	5179,43	127,8

4.7 Расчет экономической эффективности

1) Ожидаемая прибыль (условно-годовая экономия) от снижения себестоимости продукции определяется по формуле 4.21:

$$\text{Пр}_{\text{ож}} = (C_1 - C_2) \cdot M \quad (4.21)$$

где C_1 – себестоимость 1 тонны продукции по базовому варианту; C_2 – себестоимость 1 тонны продукции по проекту; M - производственная мощность по проекту.

$$\text{Пр}_{\text{ож}} = (5307,23 - 5179,43) \cdot 707\,160 = 90375048 \text{руб}$$

2) Налог на прибыль определяется по формуле 4.22:

$$Н_{ПР} = (Пр_{ОЖ} \cdot К_{НАЛ}) / 100 \quad (4.22)$$

где $К_{НАЛ}$ - процент налога на прибыль, который составляет 20 %.

$$Н_{ПР} = 90375048 \cdot 20 / 100 = 18075009,6 \text{ руб.}$$

3) Чистая ожидаемая прибыль определяется по формуле 4.23:

$$Пр_{ЧИСТ} = Пр_{ОЖ} - Н_{ПР} \quad (4.23)$$

$$Пр_{ЧИСТ} = 90375048 - 18075009,6 = 72300038,4 \text{ руб}$$

4) Срок окупаемости капитальных вложений (инвестиций) определяется по формуле 4.24:

$$Т_{ОК} = К_{ОБЩ,ПР} / Пр_{ЧИСТ} \quad (4.24)$$

где $К_{ОБЩ,ПР}$ - капитальные вложения (инвестиции), необходимые на проектирование, приобретение оборудования, инструментов и т.п.

$$Т_{ОК} = 123074000 / 72300038,4 = 1,7 \text{ года}$$

В таблице 4.15 представлены технико-экономические показатели для базового и проектного вариантов.

Таблица 4.15- Техничко-экономические показатели для базового и проектного вариантов

№	Показатели	Ед.изм	Базовый вариант	Проектный вариант	Отклонения
1.	Производственная мощность	т/год	482232	707160	224928
2.	Себестоимость продукции	руб/т	5307,23	5179,43	-127,8
3.	Условно-годовая экономия	руб	-	903750048	-
4.	Капитальные вложения	руб	-	123074000	-
5.	Чистая прибыль	руб	-	72300038,4	-
6.	Срок окупаемости	год	-	1,7	-

Экономические расчеты показали, что условно-годовая экономия составит около 91,4 руб. со сроком окупаемости 1,7 года.

Таким образом, внедрение данного комбинированного реактора позволит:

- получать азотводородной смеси в количестве, достаточном для производства аммиака 2000 т/сут и выше;
- создать значительный экологический эффект: уменьшить выброс топочного газа на 100000 м³/ч;
- увеличить годовую прибыль на 73 млн.руб.
- уменьшить себестоимость продукции на 129,25руб/тон.

Проект является эффективным .

Инвестору выгоднее вложить денежные средства в наш проект на два года, чем положить эти средства на депозит.

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);

- применение модернизации на вторичном риформинге позволило уменьшить слой катализатора до двух метров, что освобождает свободное пространство в реакторе для частичной реализации в нем реакций термического кислородного крекинга метана, что позволит сделать возможным получение дополнительного объема водорода;

- очищение топочного газа от вредных примесей позволит уменьшить выброс на 100000 м³/ч, что дает большой экологический эффект.

Расчеты и предложенная конструкция 4-х канального смесителя подтверждают возможность реализации данного варианта в действующем агрегате.

Такая организация процесса позволит получать азот-водородной смеси в объёме, достаточного для производства аммиака 2000 т/сутки и выше.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- книги

1. Алексеев, А.М. Технология связанного азота [Текст] : учеб. пособие / А.М. Алексеев, А.П. Засорин и [и др.]; под ред. В.И. Атрощенко. – К. : Вища шк. Головное изд-во, 1985. – 327 с.
2. Ахметов, Н. С. Общая и неорганическая химия [Текст] : учебное пособие / Н. С. Ахметов. — М. : Высшая школа, 2001. – 337 с.
3. Балабоков, О.С. Очистка газов в химической промышленности. Процессы и аппараты [Текст] / О.С. Балабоков, Л.Ш. Балтабаев. – М. : Химия, 1991.–256 с.
4. Белов, С. В. Охрана окружающей среды [Текст] : учебное пособие / С. В. Белов. – М. : Высш. шк., 1991. – 319 с.
5. Бродянский, В.М. Вопросы термодинамического анализа [Текст] : учебное пособие / В.М. Бродянский. - М. : “Мир”, 1980. – 275 с.
6. Гринберг, Я.И. Проектирование химических производств [Текст] / Я.И. Гринберг. М. : Химия, 1970. – 83 с.
7. Гуцин, А.Д. Каталитическая конверсия природного газа [Текст] / А.Д. Гуцин. – М. : “Химия”, 1970. – 232 с.
8. Дытнерский, Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию [Текст] / Ю.И. Дытнерский. – М. : Химия, 1983. – 546 с.
9. Демиденко, И.М. Катализаторы и процессы с их применением в азотной промышленности [Текст] / И.М. Демиденко. – Горловка, 1998. – 183 с.
10. Долин, П.А. Справочник по технике безопасности [Текст] / П.А. Долин. – М : "Энергоиздат", 1982. – 303 с.
11. Дытнерский, Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] / Ю.И. Дытнерский. – М. : Химия, 1983. – 272 с.

12. Киперман, С.Л. Основы химической кинетики в гетерогенном катализе [Текст] / С.Л. Киперман. – М. : “Химия”, 1979. – 352 с.: ил.
13. Кнорринг, Г.М. Справочная книга для проектирования электрического освещения [Текст] / Г.М. Кнорринг. - СПб. : Энергия, 1976. – 384 с.
14. Кощулько, Л.П., Суляева Н.Г. Производственное освещение [Текст] / Л.П. Кощулько, Н.Г. Суляева. – Алма-Ата, 1989. – 186 с.
15. Кузнецов, Л.Д. Синтез аммиака [Текст] / Л.Д. Кузнецов. – М. : “Химия”, 1982. – 296 с., ил.
16. Кутепов, А. М. Общая химическая технология [Текст] / А. М. Кутепов. – М. : «Высшая школа», 1990. – 522 с.
17. Кобринец, В.П. Автоматика, автоматизация и автоматизированные системы управления технологическими процессами [Текст] : учеб.-метод. пособие / В.П. Кобринец, В.Д. Лебедев, В.Я. Максимов. – Минск, БГТУ, 2007. – 83 с.
18. Лейбуш, А.Г. Производство технологического газа для синтеза аммиака и метанола из углеводородных газов [Текст] / А.Г. Лейбуш. – М. : “Химия”, 1971. – 288 с.
19. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] / Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М. : Химия, 1991. – 496 с.
20. Охрана труда в химической промышленности [Текст] / Г.В. Макаров [и др.]; под общ. ред. Г.В. Макарова . – М. : Химия, 1989. – 495 с.
21. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии [Текст] / К.Ф.Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – Л. : Химия, 1981. – 576 с.
22. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу «Процессы и аппараты химической технологии [Текст] / К.Ф. Павлов, А.А. Романков, А.А. Носков. – СПб. : “Химия”, 1981. – 321 с.
23. Позин М.Е. Расчеты по технологии неорганических веществ [Текст] : учеб. пособие / Б.А. Копылев, Г.В. Бельченко, Л.Я. [и др.]; под общ. ред. М.Е. Позина. – Л. : Химия, 1966. –640 с.

24. Полоцкий, Л.М.. Автоматизация химических производств. Теория, расчет и проектирование систем автоматизации [Текст] : / Л.М. Полоцкий, Г.И. Лапшенков; под ред. Л.М. Полоцкого. – М. : Химия, 1982. – 256 с.
 25. Правила устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением [Текст] : МНПА ГПАН–3.01.08. – Минск, 2008– 148с.
 26. Ривкин, С. Л. Термодинамические свойства газов [Текст] / С. Л Ривкин. – М. : Энергоатомиздат, 1987. – 288 с.
 27. Садчиков, И.А. и др. Экономика химической отрасли [Текст]: учебное пособие для вузов / И.А. Садчиков, и др. – СПб. : Химиздат, 2000. – 384 с.
 28. Семенов, В.П. Производство аммиака [Текст] / В.П. Семенов. – М. : “Химия”, 1985. -231 с.
 29. Семиохин, И.А. Кинетика химических реакций [Текст] : учебное пособие / И.А. Семиохин, Б.В. Страхов, А.И. Осипов– М. : Изд-во МГУ, 1995. – 351 с.: ил.
 30. Смышляева, Е.Г. Экономическая эффективность проекта по реконструкции химического производства [Текст]: метод. указания по выполнению курсовой работы / Е.Г. Смышляева. – Тольятти : ТГУ, 2008. – 36 с.
 31. Степанов, А.П. Получение водорода и водородсодержащих газов [Текст] / А.П. Степанов. – М. : “Наукова думка”, 1982. – 297 с.
 32. Тетеревков, А.И. Оборудование заводов неорганических веществ [Текст] : сборник задач/ А.И. Тетеревков, В.В. Печковский, Л.В. Новосельская. – Минск .: Вышэйшая школа, 1984. – 96 с.
 33. Челноков, А.А. Охрана труда [Текст] / А.А. Челноков, Л.Ф. Ющенко. – Минск : Высшая школа, 2006. – 463 с.
- нормативные документы:
34. Буданов Ю.Н. Инструкции по охране труда и пожарной безопасности для работающих в ОАО «Тольяттиазот». – Тольятти, 2002. – 136 с.

35. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений организации работ: СанПиН № 9-80-98. – Введ. 25.03.99. – Минск: МЗ РБ, 1999. – 25 с.
36. Инструкция №3А–Т–4 оператору дистанционного пульта управления в химическом производстве цеха аммиак–3 очереди.
37. Инструкция 11-от-1 по охране труда, промышленной безопасности, пожарной безопасности и промышленной санитарии цеха
38. Инструкция 4К–1 по технике безопасности, промышленной санитарии и пожарной безопасности цеха аммиак–3.
39. Инструкция по устройству молниезащиты зданий и сооружений: РД 34.21.122-87. – Введ. – Минск: Минэнерго, 1987. – 55 с.
40. Инструкцией ИРМ11-3. Часть 2. Оператору-универсалу производства аммиака конверсия метана, окиси углерода, парообразование. Тольятти: ОАО «Куйбышевазот», 2011. – 55 с.
41. Нормы пожарной безопасности Республики Беларусь. Категорирование помещений, зданий и наружных установок по взрывопожарной и пожарной опасности: НПБ 5–2005 – Мн.: МЧС РБ, 2006.
42. Отопление, вентиляция и кондиционирование воздуха: СНБ 4.02.01–03.– Введ. 01.01.05. – Минск: Министерство архитектуры и строительства Республики Беларусь, 2004. – 78 с.
43. Противопожарные нормы. Строительные нормы и правила: СНиП 2.01.02-85.
44. Процесс получения аммиака из гетерогенного исходного сырья: пат. 6086840 США, МПК7 С 01 С 1/04. / Whitney John P., Rao Ashok D. – № 09/200150; заявл. 25.11.1998; опублик. 11.07.2000.
45. Система стандартов безопасности труда. Средства индивидуальной защиты. Метод определения звукового заглушения средств индивидуальной защиты: ГОСТ 12.4.092-80. – Введ. в РБ 17.12.92. – Москва: Государственный комитет по стандартизации Республики Беларусь, 1992. – 8 с.

46. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность: ГОСТ 14249-89. – М.: Изд-во стандартов, 1989.- 61 с.
47. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчёта на прочность: ГОСТ 14249-80. – Введ.01.09.80. – Москва: Издательство стандартов, 1980. – 62 с.
48. Способ получения аммиака: пат. 6620398 США, МПК7 С 01 С 1/04. / Rindig J. Kelly, Odle Robert R., Weyand Thomas E., Davis Boyd R. – № 09/800434; заявл. 06.03.2001; опубл. 16.09.2003 // Alchemic. Corporation.
49. Способ плазменного каталитического получения аммиака: пат. 19951976 Германия, МПК7 С 01 С 1/04. / Degussa-Huls AG, Cieshoff Jurgen, Lang Jurgen. –№ 19951976.5; заявл. 28.10.1999; опубл. 10.05.2001.
50. Способ получения аммиака: пат. 10039753 Германия, МПК7 С 01 С 1/02б, С 01 В 21/068. / Kunkel Klaus, Auner Nobert. – № 10039753,0; заявл. 16.08.2000; опубл. 20.12.2001.
51. Технологический регламент агрегата АМ-76.
52. Технологический регламент цеха аммиак-11 ОАО "Куйбышевазот".
53. Шум. Общие требования безопасности. СанПиН 2.2.4/2.1.8.10-32-2002.– Введ. 06.11.03. –Минск: МЗ РБ, 2003. - 35 с.
- патенты:
54. Пат. №7060118 (США).
55. Пат. №7105107 (США).
56. Пат. №7432222 (США).
57. А.с. № 1754644 А (СССР).
- статьи:
58. Быстрова, Г.Е. и др. Труды ГИАП. Вып.33, 1975. – 21 с.
59. Использование гибридных мембранных технологий для очистки отходящих газов от диоксида углерода/ Application of pilot-scale membrane contactor hybrid system for removal of carbon dioxide from flue

- gas /Yean Soon-Hwa, Lee Ki-Sub, Sea Bongkuk, Park Yu-In, Lee Kew-Ho J Membr. Sci 2005,257 № 1-2, – с.156-160.
- 60.Комбинированный автотермический риформинг (КАР) – [Электронный ресурс]-<http://allrefs.net/c42/3jmwh/p26/>
- 61.Лебедев М.А., Щукин В.П., Трубников В.Е. // Оптимизация режима двухступенчатой паровоздушной конверсии природного газа: Тезисы докл. Всесоюзной конференции "Химреактор-Ю". Тольятти, 1990, Т. 2. -с.42-45.
- 62.Лебедев М.А., Щукин В.П., Трутников В.Е. // Модель теплового режима реактора вторичного риформинга метана: Тезисы докл. Всесоюзной конференции "Химреактор-Ю". Тольятти, 1999, Т. 2. - С.46-48.
- 63.Лебедев М.А., Щукин В.П., Трутников В.Е. // Процесс и реактор каталитической очистки газов от оксида углерода: Тезисы докл. Всероссийской научно-практической конференции "Очистка газовых выбросов промышленных предприятий". Тольятти, 1990, Т. 2. -с.77-78.
- 64.Лебедев М.А., Щукин В.П. Оптимизация паровоздушной конверсии природного газа агрегатов АМ-76. / Хим. промышленность. 1991. * 4. - с. 221 - 224.
- 65.Лебедев М.А. Оптимизация каталитических процессов получения технологического газа в производстве аммиака: Диссертация. специальность ВАК РФ 05.17.01. Москва,1992: - [Электронный ресурс]-<http://tekhnosfera.com/optimizatsiya-kataliticheskikh-protsesov-polucheniya-tehnologicheskogo-gaza-v-proizvodstve-ammiaka#ixzz4APZ5VIWu>
- 66.Об альтернативном способе синтеза аммиака и других соединений / Rawls Repeecal // Chem. and Eng. News. – 1998. – № 25. – С 29-34.
- 67.Cao C., Zhou Q. Получение аммиака плазменным методом при низкой температуре // Human daxue хуерау. Natur. Sci. – 1998. – № 5. – С. 27-29.

68. М.Р. Roberts и С.В. Нооер. Применение компанией ICI технологии синтеза аммиака под низким давлением // Технический симпозиум компаний ICI/CFDC, Шанхай, апрель. – 1989. -т. 30.
69. W.K. Taylor и А. Pinto. Ввод в эксплуатацию установки Ammonia II компанией C-I-L // Симпозиум по проблемам безопасности установок по производству аммиака (AIChE). – 1983. – т. 27.
-диссертации
70. Лебедев, М.А. Оптимизация каталитических процессов получения технологического газа в производстве аммиака: Диссертация. специальность ВАК РФ 05.17.01. Москва, 1992: - [Электронный ресурс]-[http:// tekhnosfera.com/ optimizatsiya- kataliticheskikh- protsessov- polucheniya-tehnologicheskogo- gaza- v-proizvodstve- ammiaka#ixzz4APZ5VIWu](http://tekhnosfera.com/optimizatsiya-kataliticheskikh-protsessov-polucheniya-tehnologicheskogo-gaza-v-proizvodstve-ammiaka#ixzz4APZ5VIWu)

ПРИЛОЖЕНИЕ

Инв. № подл.	Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Инд. № подл.	Взам. инв. №	Инд. № дубл.	Подп. и дата	Склад. №	Формат	Зона	Лист	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
														<i>Документация</i>			
														<i>Детали</i>			
														<i>Материалы</i>			
														<i>09Г2С, 12ХМ, Х20Н32Т, Ст 3</i>			
														16.ДП.ХХПыТ.05.61.00.000СБ			
														Шахтный реактор			
														ТГУ МАХПз-1001			
														<i>Копировал</i>			
														<i>Формат А4</i>			