

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

**ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ**

**Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»**

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

(код и наименование направления подготовки)

**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

на тему: **Модернизация реактора вторичного риформинга синтеза  
азот-водородной смеси**

Студент(ка)

С.Г. Андреев

(И.О. Фамилия)

\_\_\_\_\_  
(личная подпись)

Руководитель

В.В. Заболотских

(И.О. Фамилия)

\_\_\_\_\_  
(личная подпись)

**Допустить к защите**

Зав. кафедрой

«Рациональное

природопользование

и ресурсосбережение» к.п.н., М.В.Кравцова

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

\_\_\_\_\_  
(личная подпись)

« \_\_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20 \_\_\_\_\_ г.

**Тольятти 2016**

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

**ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ**  
**Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»**

УТВЕРЖДАЮ  
Зав. кафедрой «РПиР»  
М.В.Кравцова  
(подпись) (И.О. Фамилия)  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20 \_\_\_\_ г.

**ЗАДАНИЕ**  
**на бакалаврскую работу**

Студент: Андреев Сергей Геннадьевич

1. Тема: «Модернизация реактора вторичного риформинга синтеза азот-водородной смеси»
2. Срок сдачи студентом законченной выпускной квалификационной работы 04.06.2015
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Технологический регламент.
4. Содержание выпускной квалификационной работы:
  - 4.1 Теоретический анализ реакторов вторичного риформингасинтеза азот-водородной смеси.
  - 4.2 Модернизация реактора вторичного риформинга.
  - 4.3 Расчет экономической эффективности модернизации реактора.
5. Дата выдачи задания

Руководитель бакалаврской работы

В.В. Заболотских

(подпись)

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

С.Г. Андреев

(подпись)

(И.О. Фамилия)

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

**ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ**  
**Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»**

УТВЕРЖДАЮ  
Зав. кафедрой «РПиР»  
М.В.Кравцова  
(подпись) (И.О. Фамилия)  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН**  
**бакалаврской работы**

Студента: Андреев Сергей Геннадьевич  
по теме: «Модернизация реактора вторичного риформинга синтеза азот-водородной смеси»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	15.05.2016			
Теоретический анализ реакторов вторичного риформинга синтеза азот-водородной смеси.	17.05.2016			
Модернизация реактора вторичного риформинга	21.05.2016			
Расчет экономической эффективности модернизации реактора.	26.05.2016			
Заключение	02.06.2016			

Руководитель бакалаврской работы

В.В. Заболотских

(подпись)

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

С.Г. Андреев

(подпись)

(И.О. Фамилия)

## АННОТАЦИЯ

**Цель бакалаврской работы** - исследование и модернизация реактора вторичного риформинга синтеза азот-водородной смеси с применением нового катализатора для достижения увеличения производительности реактора.

В работе было проанализировано состояние реактора вторичного риформинга синтеза азот-водородной смеси ЗАО Корпорация «Тольяттиазот», и разработано технологическое решение по совершенствованию реактора синтеза аммиака.

Бакалаврская работа состоит из введения, 3-х разделов, заключения, списка используемых источников - 60. Общий объем работы, без приложений 74 страницы машинописного текста, в том числе таблиц - 23, рисунков – 15.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи работы. В первой главе проанализированы существующие способы получения азот-водородной смеси. Во второй главе разработано технологическое решение по увеличению производительности агрегата.

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	6
ГЛАВА 1. ТЕОРЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ РЕАКТОРОВ ВТОРИЧНОГО РИФОРМИНГА	8
1.1. Способы получения азот-водородной смеси (АВС)	8
1.2. Получение АВС на крупнотоннажных агрегатах Kellogили АМ-76	17
1.3. Исследование совершенствования способа получения АВС.	20
ГЛАВА 2. МОДЕРНИЗАЦИЯ РЕАКТОРА ВТОРИЧНОГО РИФОРМИНГА	23
2.1. Обоснование комбинированного реактора	23
2.2 Принципиальная схема и ее описание	27
2.3 Зависимость выхода водорода от различных параметров	31
2.4 Материально-тепловой баланс комбинированного реактора	41
ГЛАВА 3. РАСЧЕТ ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ МОДЕРНИЗАЦИИ РЕАКТОРА	51
3.1 Расчет годовой производственной мощности	51
3.2 Расчет капитальных вложений по проектируемому варианту	52
3.3 Расчет численности рабочих и фонда оплаты труда	53
3.4 Организация управления производством	59
3.5 Расчет себестоимости продукции	59
3.6 Расчет экономической эффективности	62
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	65
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	66
ПРИЛОЖЕНИЕ	72

## ВВЕДЕНИЕ

Соединения азота играют очень важную роль в жизни, так как являются составной частью всех белковых соединений и находят широкое применение во всех областях деятельности человека. Азот - один из наиболее распространенных элементов в земной коре (около 0,04%), а его содержание в воздухе составляет 78%. Из-за высокой устойчивости и прочности связи в молекуле азота проблема получения его соединений искусственным путём была решена сравнительно недавно.

В настоящее время основным промежуточным продуктом для получения огромного числа различных соединений является аммиак, а синтез его из водорода и азота - единственным крупномасштабным методом производства этого важнейшего продукта. В начале XX в. промышленные установки по фиксации атмосферного азота дуговым и цианамидным способом появились впервые, а затем - и синтез аммиака. Цианамидный метод, получивший наибольшее развитие в 1905-1925 гг. (максимальная выработка 0,25 млн. т/год), в дальнейшем теряет своё значение [27].

Первая промышленная установка прямой фиксации азота воздуха электродуговым методом была построена в 1905 г. в Норвегии. Максимальный объём производства оксида азота по этому методу был достигнут в 1925 г. (100 тыс. т/год), а уже в 1929 г. была демонтирована последняя установка такого типа. Причиной этому послужило быстрое развитие нового метода фиксации азота - синтез аммиака из элементов по реакции:  $N_2 + 3H_2 = NH_3$ , который отличается значительно лучшими показателями по расходу электроэнергии и себестоимости продукции по сравнению с др. методами [34].

Промышленность синтетического аммиака является важнейшей отраслью народного хозяйства и промышленности. Из аммиака получают ряд важнейших химических соединений - карбамид, азотная кислота, жидкие удобрения, аммиачная селитра, сульфат аммония, полиуретан, полиамиды, уротропин и т.д. Аммиак используется в холодильной технике как хладагент. Продукты, полученные на базе синтетического аммиака, применяются для получения пластмасс, синтетического и искусственного волокна и т.д.

Наибольший вклад в разработку теории и практики синтеза аммиака среди отечественных ученых и инженеров внесли Г.К. Боресков, А.В. Васильев, Н.М. Жаворонков, В.Н. Ипатьев, В.П. Камзолкин, В.А. Каржавин, С.С. Лачинов, В.А. Ротер, И.П. Сидоров, М.И. Темкин, Л.Ф. Фокин, П.А. Чекин, Н.Ф. Юшкевич,

Д.А. Эпштейн и др., среди зарубежных - К. Бош, Ф. Габер, И. Деберейер, А. Ларсен, А. Ле Шателье, А. Митташ, В. Нернст, Л. Нильсон, В. Оствальд, К. Остин, Э. Перман, Х. Тейлор, В. Франкенбург и др.[1]

Целью бакалаврской работы является увеличения производительности реактора вторичного риформинга синтеза азот-водородной смеси.

Для реализации цели бакалаврской работы необходимо решить следующие задачи:

1. Исследовать реактор вторичного риформинга синтеза азот-водородной смеси.
2. Модернизировать реактор вторичного риформинга внедрением комбинированного реактора.
3. Рассчитать экономическую эффективность модернизации реактора.

# ГЛАВА 1. ТЕОРЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ РЕАКТОРОВ ВТОРИЧНОГО РИФОРМИНГА

## 1.1 Способы получения азот-водородной смеси (АВС)

Российская Федерация обладает огромными ресурсами природных, попутных нефтяных, коксовых газов, а также газов переработки нефти и других углеводородных газов, составы которых для основных месторождений РФ приведены в таблице 1 [2].

Природные газы состоят в основном из метана (93—99%); содержание в них углеводородов  $C_2$ — $C_4$  не превышает 7%, тяжелые углеводороды от  $C_5$  и выше отсутствуют. В природных газах Ставропольского и Дашавского месторождений содержание гомологов метана составляет лишь 0,5%. На азотных предприятиях, расположенных вблизи трасс дальних газопроводов, в качестве сырья для получения водорода используют, как правило, природный газ не одного, а нескольких месторождений.

Для попутных нефтяных газов характерно высокое содержание углеводородов  $C_2$  и выше. Состав этих газов зависит от состава нефти, из которой они выделяются, и режима работы скважины (продолжительность эксплуатации, время года).

Попутные газы районов Поволжья и Башкирии содержат 40—60% метана и 32—42% гомологов метана, из которых преобладают этан и пропан. Содержание азота составляет от 7 до 17%. Газы поступают на азотные предприятия после предварительного выделения из них газового бензина, состоящего в основном из парафиновых углеводородов  $C_5$  и выше [55].

Природные газы большинства месторождений Российской Федерации не содержат примесей сернистых соединений. Однако при дальнейшей транспортировке газы из соображений безопасности одорируют, добавляя этилмеркаптан в количестве до  $10 \text{ мг/м}^3$  (в расчете на серу). Поэтому на азотных предприятиях, использующих природный газ для каталитической конверсии, во избежание отравления катализаторов приходится сооружать специальные сероочистные установки [42].

Коксовый газ применяют для получения водорода путем глубокого охла-

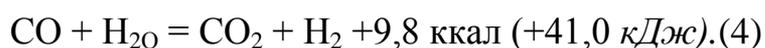
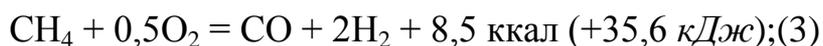
ждения или методом конверсии. Для последней цели может быть использована также метановая фракция с содержанием 75—85% метана, выделяемая при глубоком охлаждении коксового газа.

Все перечисленные в таблице 1 газы могут быть использованы в качестве исходного сырья для получения водорода различными способами [2].

**Таблица 1 - Сырьё для получения водорода**

Месторождения природного газа	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
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

Термодинамическое равновесие. Окисление метана при получении водорода и синтез-газа осуществляется по следующим основным суммарным реакциям:



Для проведения в промышленных условиях сильно эндотермических реакций (1) и (2) необходим подвод тепла извне. При добавлении кислорода наряду с эндотермическими протекает экзотермическая реакция (3), что позволяет произвести процесс конверсии метана автотермично.

В этом случае в качестве окислительных реагентов применяют смесь водяного пара и кислорода - если требуется получить технический водород или безазотистый синтез-газ; смесь водяного пара и воздуха, обогащенного кислородом, - если требуется получить технологический газ для синтеза аммиака; смесь водяного пара двуокиси углерода и кислорода - если получаемый технологический газ используют для синтеза спиртов. Константы равновесия реакции (5) - (8) выражаются уравнениями:

$$K_{1-1} = \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}^3}{P_{CH_4} \cdot P_{H_2O}}, \quad (5)$$

$$K_{1-2} = \frac{P_{CO}^2 \cdot P_{H_2}^2}{P_{CH_4} \cdot P_{CO_2}}, \quad (6)$$

$$K_{1-3} = \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}^2}{P_{CH_4} \cdot P_{O_2}^{0,5}}, \quad (7)$$

$$K_{1-4} = \frac{P_{CO_2} \cdot P_{H_2}}{P_{CO} \cdot P_{H_2O}}, \quad (8)$$

Значения констант равновесия указанных реакций в интервале температур 327-1127°C по наиболее точным спектроскопическим данным приведены в таблице 2.

**Таблица 2 - Константы равновесия реакций конверсии метана**

Температура, °C	K <sub>1-1</sub>	K <sub>1-2</sub>	K <sub>1-3</sub>	K <sub>1-4</sub>
327	5,058·10 <sup>-7</sup>	1,868·10 <sup>-8</sup>	2,169·10 <sup>12</sup>	27,08
427	2,687·10 <sup>-4</sup>	2,978·10 <sup>-5</sup>	1,028·10 <sup>12</sup>	9,017
527	3,120·10 <sup>-2</sup>	7,722·10 <sup>-3</sup>	6,060·10 <sup>11</sup>	4,038
627	1,306	0,5929	4,108·10 <sup>11</sup>	2,204
727	26,56	19,32	3,056·10 <sup>11</sup>	1,374
827	3,133·10 <sup>2</sup>	3,316·10 <sup>2</sup>	2,392·10 <sup>11</sup>	0,9444
927	2,473·10 <sup>3</sup>	3,548·10 <sup>3</sup>	1,957·10 <sup>11</sup>	0,6900
1027	1,428·10 <sup>4</sup>	2,626·10 <sup>4</sup>	1,652·10 <sup>11</sup>	0,5435
1127	6,402·10 <sup>4</sup>	1,452·10 <sup>5</sup>	1,425·10 <sup>11</sup>	0,4406

Как видно из таблицы, значения константы равновесия реакции (3) в указанном интервале температур очень велики, поэтому концентрацию непрореагировавшего кислорода в газовой смеси при установлении равновесия можно считать равной нулю (при 22,4 атм 1093°C на 330 моль газовой смеси приходится 3,9·10<sup>-11</sup> моль кислорода) [21].

По разработанному методу расчета состава равновесных газовых смесей в качестве независимых приняты реакции (1) и (4). При добавлении кислорода принимается, что он полностью реагирует с водородом с образованием водяного пара. Для простоты расчета принято, что все газы идеальные.

Начальный и конечный состав газовой смеси, а также парциальные давления ее компонентов при установлении равновесия в общем виде выражаются уравнениями, приведенными в таблице 3.

**Таблица 3 - Уравнения равновесного состава газовой смеси и парциальных давлений её компонентов**

Компоненты	Объем газовой смеси, $m^3$		Парциальное давление, $at$
	Начальный	Конечный	
$CH_4$	1	$1 - \alpha$	$\frac{(1 - \alpha)}{1 + a + v + \Gamma + 2\alpha} P$
$H_2O$	a	$a - \alpha - \beta - 2\delta$	$\frac{(a - \alpha - \beta - 2\delta)}{(1 + a + v + \Gamma + 2\alpha)} P$
$O_2$	б	—	—
$CO$	—	$\alpha - \beta$	$\frac{(\alpha - \beta)}{(1 + a + v + \Gamma + 2\alpha)} P$
$CO_2$	B	$v + \beta$	$\frac{(v + \beta)}{(1 + a + v + \Gamma + 2\alpha)} P$
$H_2$	—	$3a + \beta - 2\delta$	$\frac{(3a + \beta - 2\delta)}{(1 + a + v + \Gamma + 2\alpha)} P$
$N_2$	Г	г	$\frac{\Gamma}{(1 + a + v + \Gamma + 2\alpha)} P$
Всего	$1 + a + б + v + \Gamma$	$1 + a + v + \Gamma + 2\alpha$	$P$

Примечание: В таблице приняты следующие обозначения:  $\alpha$  – доля  $CH_4$ , вступающего в реакцию (1);  $\beta$  – доля  $CO_2$ , вступающей в реакцию (4); a – отношение  $H_2O:CH_4$  в исходной смеси; б – отношение  $O_2:CH_4$  в исходной смеси; в – отношение  $CO_2:CH_4$  в исходной смеси; г – отношение  $N_2:CH_4$  в исходной смеси; P – общее давление,  $at$ .

Подставляя значения парциальных давлений компонентов в уравнения констант равновесия реакций (5) и (8), получим:

$$K_{1-1} = \frac{(\alpha - \beta)(3\alpha + \beta - 2\delta)^3}{(1 - \alpha) 1 + a + v + \Gamma + 2\alpha^2 (a - \alpha - \beta - 2\delta)} P^2 \quad (9)$$

$$K_{1-4} = \frac{(b+\beta)(3\alpha+\beta-2\delta)}{(\alpha-\beta)(a-\alpha-\beta-2\delta)} P^2 \quad (10)$$

Пользуясь числовыми значениями  $K_{1-1}$  и  $K_{1-4}$  приведенными в таблице 2, и решая совместно уравнения (9) и (10), можно определить состав равновесной газовой смеси для заданных условий (температура, давление, состав исходной смеси).

При конверсии метана автотермическим методом расход кислорода, необходимый для достижения заданной равновесной температуры  $t_{\text{вых}}$ , зависит от температуры исходной газо-паро-кислородной смеси  $t_{\text{вх}}$ . Если дополнительно к уравнениям (9) и (10) ввести уравнение теплового баланса, то кроме состава равновесной газовой смеси можно определить отношение  $O_2:CH_4$  в исходной смеси (б), необходимое для достижения заданной  $t_{\text{вых}}$ , или, задаваясь определенным значением б, найти  $t_{\text{вых}}$ . Уравнение теплового баланса:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4, \quad (11)$$

где  $Q_1$  — тепло газо-паро-кислородной смеси на входе, ккал;  $Q_2$  — теплота реакций, ккал;  $Q_3$  — тепло паро-газовой смеси на выходе, ккал;  $Q_4$  — потери тепла в окружающую среду, ккал.[3]

Начальный и конечный составы газовой смеси в общем виде примем в соответствии с данными, приведенными в таблице 3. Введем следующие обозначения:  $c_1^0, c_2^0, c_3^0, c_5^0, c_7^0$  — средние объемные теплоемкости соответственно  $CH_4, H_2O, O_2, CO_2, N_2$  на входе при постоянном давлении и температуре от  $0^\circ C$  до  $t_{\text{вх}}$ , ккал/( $m^3 \cdot \text{град}$ );  $c_1, c_2, c_3, c_4, c_5, c_6, c_7$  — средние объемные теплоемкости соответственно  $CH_4, H_2O, CO, CO_2, H_2, N_2$  на выходе при постоянном давлении и температуре от  $0^\circ C$  до  $t_{\text{вых}}$ . Тогда:

$$Q_2 = (c_1^0 + ac_2^0 + bc_3^0 + vc_5^0 + \gamma c_7^0) \cdot t_{\text{вх}}, \quad (12)$$

Тепловой эффект реакций, согласно закону Гесса, может быть определен из разности:

$$Q_2 = Q_K - Q_H, \quad (13)$$

где  $Q_K$  — алгебраическая сумма теплот образования соединений в конечной газовой смеси;  $Q_H$  — алгебраическая сумма теплот образования соединений в начальной газовой смеси.

Приняв значение теплот образования  $CH_4, H_2O, CO$  и  $CO_2$  при  $0^\circ C$  соот-

ветственно 787, 2577, 1178 и 4191 ккал/м<sup>3</sup>, получаем:

$$Q_2 = 5154\delta + 436\beta + 2186\alpha \quad (14)$$

$$Q_3 = [(1 - a) \cdot c_1 + (a - \alpha - \beta + 2\delta) \cdot c_2 + (\alpha - \beta) \cdot c_4 + (v + \beta) \cdot c_5 + (3\alpha + \beta - \delta) \cdot c_6 + \delta c_7] \cdot t_{\text{вых}} \quad (15)$$

Потери тепла в окружающую среду, в соответствии с практическими данными, принимаем равными 1,5% от  $Q_3$ , т.е.  $Q_4 = 0,015Q_3$ . Тогда уравнение теплового баланса будет иметь вид:

$$c_1^0 + ac_2^0 + bc_3^0 + vc_5^0 + \delta c_7^0 \cdot t_{\text{вх}} + 5154\delta + 436\beta + 2186\alpha = [(1 - a) \cdot c_1 + (a - \alpha - \beta + 2\delta) \cdot c_2 + (\alpha - \beta) \cdot c_4 + (v + \beta) \cdot c_5 + (3\alpha + \beta - \delta) \cdot c_6 + \delta c_7] \cdot 1,015 \quad (16)$$

Из уравнения (11) для заданных значений  $a, v, \delta, t_{\text{вх}}, t_{\text{вых}}$ , определяем  $\delta$ , выраженное через  $\alpha$  и  $\beta$  соответствующими коэффициентами. Подставив полученное значение  $\delta$  в уравнения (9) и (10) и решив совместно эти уравнения, находим численные значения  $\alpha$  и  $\beta$ , после чего определяем  $\delta$  и состав равновесной газовой смеси. Аналогичным путем, задаваясь значениями  $\delta$  и  $t_{\text{вх}}$ , можно из уравнения (11) определить  $t_{\text{вых}}$ .

Совместное решение уравнений (9) - (11) может быть выполнено при помощи аналоговых вычислительных машин. Заложив в программу различные значения параметров процесса (температура, давление, состав исходной смеси), можно быстро вычислить равновесные данные для широкого диапазона условий с небольшим интервалом изменения отдельных параметров. Это особенно важно в связи с тем, что в промышленных реакторах в присутствии активного катализатора степень превращения метана близка к равновесной. Температуру газа на выходе из конвертора метана обычно поддерживают выше равновесной на 20—30° С.

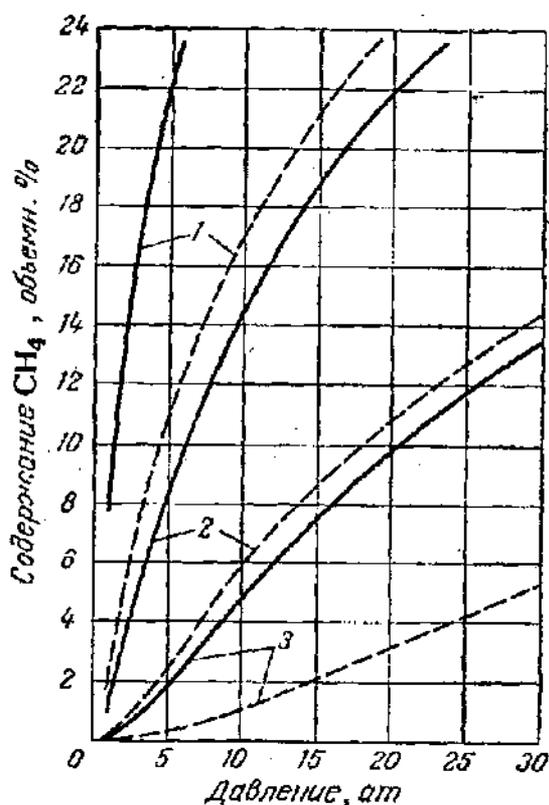
**Конверсия метана водяным паром.** Равновесный состав сухого конвертированного газа, его влажность и степень конверсии  $\text{CH}_4$  и  $\text{CO}$  при взаимодействии метана с водяным паром для температур 400—1127° С, давлений 1—40 ат и отношений  $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$  в исходной смеси от 1:2 до 1:6, приведены в приложении 1 (таблица 1).

С повышением температуры, понижением давления и увеличением относительного количества водяного пара степень превращения метана возрастает. При давлении 1 ат, отношении  $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O} = 1:2$  и температурах 527, 627, 727 и

827°C степень превращения  $\text{CH}_4$  в случае равновесия достигает соответственно 40,9; 73,4; 95,8 и 99,6% (даже при 400°C метан реагирует на 23%).

Степень конверсии окиси углерода в тех же условиях при повышении температуры от 400 до 627 °C увеличивается, с 21,7 до 33%, при дальнейшем повышении температуры она начинает уменьшаться и при 827 °C составляет 19,3%. С увеличением количества добавляемого водяного пара и понижением температуры содержание  $\text{CO}_2$  в конвертированном газе увеличивается, а содержание  $\text{CO}$  уменьшается [32].

Зависимость равновесного содержания метана в сухом конвертированном газе от температуры при давлениях 1-30 *ати* обычно применяемых в промышленности отношениях  $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$  в исходной смеси, равных 1:2 и 1:4. Зависимость равновесного содержания метана от давления при температурах 627-827 °C показана на рисунке 1, а от относительного количества водяного пара при 727-827°C и 1-30 *ат*.



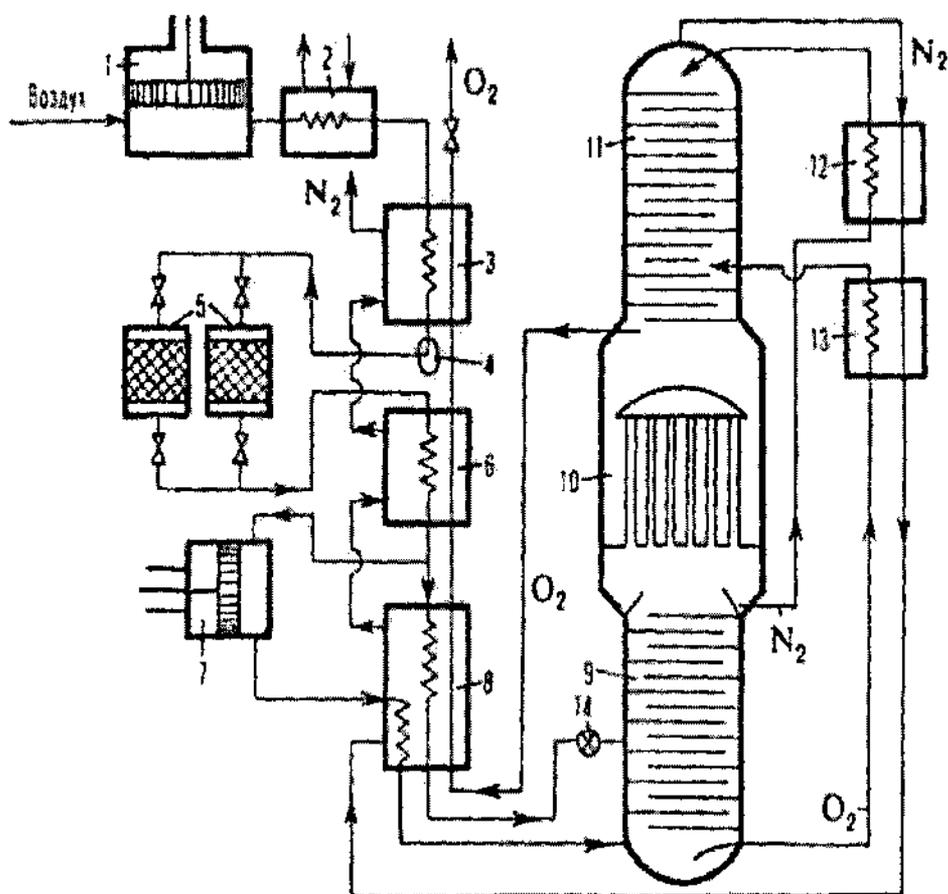
**Рисунок 1 –График зависимости равновесного содержания метана в сухом конвертированном газе от давления (сплошные кривые - исходная смесь состава  $\text{CH}_4+2\text{H}_2\text{O}$ ; пунктирные кривые - смесь  $\text{CH}_4+4\text{H}_2\text{O}$ )**

Из рисунка видно, что повышение давления тормозит процесс конверсии метана тем сильнее, чем ниже температура.

Трубчатые реакторы, применяемые в промышленности для конверсии углеводородных газов водяным паром, изготавливаются из специальной жаропрочной стали, имеющей длительный срок службы при температуре в зоне катализа не выше 800-830 °С. Для достижения при этой температуре практически полного превращения метана (остаточное содержание  $\text{CH}_4 \sim 1\%$ ) отношение  $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$  в исходной смеси должно составлять приблизительно 1:2 при давлении, близком к атмосферному; 1:4 при давлении 10 ат, 1:6 при 20 ат и 1:8 при 30 ат.

При двухступенчатой конверсии после трубчатого реактора, являющегося конвертором первой ступени, допустимо содержание в газе 7—8% метана. В этом случае следует поддерживать отношение  $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}$  в исходной смеси, приблизительно равное 1:3 при давлении в первой ступени 20 ат и 1:4 при 30 ат. Для получения одноступенчатой конверсией газа с остаточным содержанием 0,4%  $\text{CH}_4$  при давлении 30 ат отношении  $\text{CH}_4:\text{H}_2\text{O}=1:2$  в исходной смеси необходима равновесная температура 1127°С. Пользуясь графиком на рисунке 1, можно определить параметры процесса конверсии метана водяным паром при равновесии для любых заданных условий [4].

Получение азота разделением воздуха. Воздуха разделение проводится с целью выделения из воздуха  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$  и благородных газов. Применяют криогенный, адсорбционный и диффузионный методы. Два последних, несмотря на определенные достоинства, имеют ограниченное распространение из-за трудности создания разделительных установок большой производительности.



1-компрессор; 2-концевой холодильник; 3, 6-соотв.предварительный и основной теплообменники; 4-отделитель влаги; 5-блок комплексной адсорбционной очистки воздуха; 7 - детандер; 8- теплообменник-ожижитель; 9, 11-соотв. нижняя и верхняя ректификационные колонны; 10- конденсатор-испаритель; 12, 13-охладители соотв. азотной флегмы и кубовой жидкости; 14-дрессельный вентиль.

**Рисунок 2 - Принципиальная схема воздухоразделительной установки среднего давления**

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  $N_2$  и жидкость, содержащую 36-40%  $O_2$ ; 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 высококипя-

щий  $O_2$ ), а жидкость кислородом (испаряется низкокипящий  $N_2$ ). При этом азот отводится из верхней колонны сверху, а кислород - из ее куба.

Воздухоразделительные установки (ВРУ) среднего давления (рисунок 2) используют для получения жидких продуктов разделения. В этих установках в отличие от воздухоразделительных установок (ВРУ) низкого давления большая часть сжатого (до 3 МПа и выше) воздуха расширяется до 0,55 МПа в турбодетандере, благодаря чему обеспечивается необходимое увеличение холодопроизводительности. Воздуха разделение также производится в аппарате двукратной ректификации [5].

Адсорбционный метод основан на избирательной адсорбции молекул различных газов. Селективная адсорбция  $N_2$  наиболее сильно проявляется на синтетических цеолитах типа СаА, у которых соотношение  $A = SiO_2/Al_2O_3$  не превышает 2, а также на природных морденитах и клиноптилолитах. Движущая сила процесса - перепад давлений газа над цеолитом при адсорбции и десорбции. Адсорбцию проводят, как правило, при 20-30°C и 0,1-0,6 МПа, десорбцию - при 20-30°C снижением давления до атмосферного с последующей промывкой частью продукта или путем вакуумирования. Целевой продукт-воздух, обогащенный  $O_2$  (30-95%). Он образуется в газовой фазе и отбирается из воздухоразделительной установки под тем же давлением, что и воздух, который поступает на разделение. Продукт, содержащий до 80%  $O_2$ , обычно производят в одну ступень, более концентрированный экономичнее получать в две ступени. Коэффициент извлечения продукта из воздуха зависит от требуемой степени его чистоты и давления процесса и колеблется в пределах 0,3-0,8; при этом расход энергии составляет от 0,2 до 1,0 кВт·ч/м<sup>3</sup> продукта.

## **1.2. Получение АВС на крупнотоннажных агрегатах Kellogили АМ-76**

Очищенный от сернистых соединений природный газ выходит из аппаратов сероочистки с давлением примерно 39 кгс/см<sup>2</sup> и температурой 370-375°C, смешивается с водяным паром, имеющим давление 40 кгс/см<sup>2</sup>, температуру 380°C и поступает на подогрев в змеевик парогазовой смеси конвекционной зоны печи первичного риформинга, где подогревается примерно до 510°C и через распределительный коллектор поступает в 504 реакционных трубы первичного ри-

форминга. В реакционных трубах первичного риформинга происходит конверсия природного газа, температура на выходе из труб составляет примерно 820°C в зависимости от типа катализатора и срока его работы.

Смесь частично конвертированного газа под давлением порядка 33 кгс/см<sup>2</sup> по передаточному коллектору поз.107-D поступает во вторичный риформинг поз.107-D (рисунок 3). Паровоздушная смесь, подогретая до температуры 482°C, поступает во вторичный риформинг, проходя специально сконструированный смеситель и далее в камеру сгорания, расположенную над слоем катализатора.

Выходящий из вторичного риформинга конвертированный газ с температурой 1002°C (1005°C в АМ-76) и остаточным содержанием метана 0,35% (в пересчете на сухой газ) проходит последовательно котлы-утилизаторы поз.101-СА/СВ и поз.102-С (рисунок 3). В котлах-утилизаторах генерируется пар давлением 105,5 кгс/см<sup>2</sup>. За счет отдачи тепла конвертированный газ после котла поз. 102-С имеет температуру примерно 371°C (593°C максимальная на входе в поз. 102-С).

Далее конвертированный газ в смеси с паром при температуре примерно 371°C подается вверх высокотемпературного реактора СО поз.104-ДА, проходит через слой катализатора, где оксид углерода реагирует с паром с образованием эквивалентных количеств водорода и диоксида углерода. Вследствие экзотермичности реакций газ выходит из реактора с температурой примерно 430°C, проходит котел-утилизатор поз.103-С, где в процессе получения пара давлением 105,5 кгс/см<sup>2</sup> охлаждается до 332°C. Конвертированный газ после котла поз.103-С проходит трубное пространство теплообменника поз.104-С, где происходит его дальнейшее охлаждение газом, поступающим в метанатор, с температурой 210-217°C подается в реактор низкотемпературной конверсии оксида углерода поз.104-ДВ (рис.3).

Описанный участок технологической схемы, параметры процесса идентичны для агрегата Kellogg АМ-76. Дальше в проекте Kellogg конвертированный газ направляется на очистку горячим раствором поташа "Карсол", а в агрегате АМ-76 - на моноэтаноламиновую очистку [5].

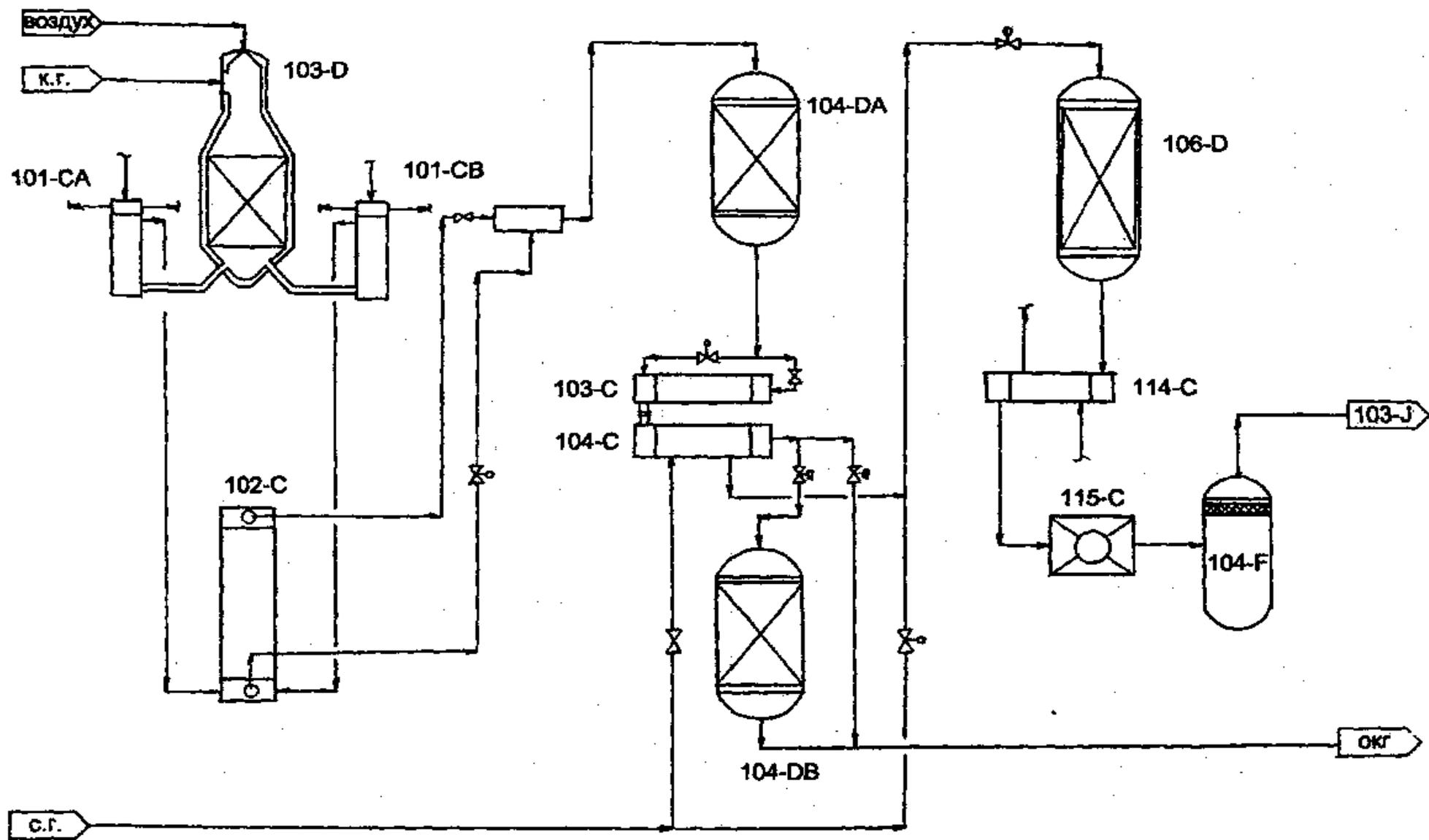


Рисунок 3 – Приформинг, конверсия СО и метанирование

### 1.3 Исследование совершенствования способа получения АВС

В настоящее время паровая конверсия метана является основным промышленным методом получения водорода и технических газов для синтеза аммиака и спиртов.

На современных крупнотоннажных агрегатах синтеза аммиака конверсию метана проводят в две стадии. На первой стадии в печи первичного риформинга при давлении 4МПа проводят первую конверсию природного газа, процесс протекает на никелевом катализаторе в реакционных трубах, обогреваемых пламенем сжигаемого в потолочных горелках природного газа.

Процесс идёт по следующим реакциям:



Из трубчатой печи конвертированный газ при температуре 780-820 °С с содержанием остаточного метана 9-11% (объёмн) сухого газа и давлением 3МПа поступает в шахтный реактор вторичного риформинга, который предназначен для проведения доконверсии остаточного метана и введение необходимого количества азота в состав получаемого технологического газа. Для этого в шахтный реактор вводят воздух, количество которого определяется отношением  $(\text{CO} + \text{H}_2) : \text{N}_2 = 3,05 = 3$ .

С вводом воздуха, в гомогенной зоне реактора часть водорода, образовавшегося на первой стадии, реагирует с кислородом по реакции:



Образуя при этом необходимое количество тепловой энергии для проведения эндотермической реакции.

Температура технологического воздуха, вводимого в реактор, 480-530°С, а температура парогазовой смеси перед катализатором, в результате проведения реакции достигает 1200-1300°С. Содержание остаточного метана в конвертированном газе на выходе из реактора не должно превышать 0,5% об.

Двухступенчатая паровоздушная конверсия метана требует больших энергозатрат. Расчёты показывают, что на нагрев конвертируемого газа расходуется примерно 40% газа от общего потребления

Жёсткая связь между первичным и вторичным риформингом по остаточ-

ному метану затрудняет задачу энергетической оптимизации процесса и не позволяет моделировать стадии отдельно с широким варьированием параметров.

Одним из путей ликвидации указанной связи является введение байпасной линии для подачи части, прошедшего сероочистку, природного газа непосредственно на вторичный риформинг, что позволит, по предварительным оценкам существенно снизить расход пара, идущего разбавлением сходного газа.

Однако, байпасная подача природного газа на вторичный риформинг может привести к тому, что содержание метана в конвертированном газе будет превышать требуемое технологическим регламентом поэтому встаёт вопрос об оптимальном расходе байпасируемого газа[6].

**Различные разработки.** В процессе *BraunPuzifier* первичный риформинг преднамеренно работает в менее жестких условиях, чем на обычном заводе. Парогазовая конверсия проводится не до 8-10% содержания метана, а гораздо выше. Это дает возможность экономить топливо для обогрева печи. Для того, чтобы обеспечить конверсию большого количества метана во вторичном риформинге, в реактор подается дополнительное количество воздуха (больше стехиометрических условий) по азоту. Избыточный азот удаляется вместе с аргоном, метаном и другими инертными примесями в криогенной системе непосредственно перед компрессором синтез-газа. Уровень инертных в контуре синтеза, таким образом, гораздо ниже, чем на обычном заводе, и продувочный газ снова циркулирует в криогенной системе. Для компенсации более низкой утилизации тепла компрессор технологического воздуха имеет привод от газовой турбины, работающей на обедненной смеси, причем горячий выхлоп этой турбины используется для предварительного подогрева первичного воздуха для горелок печи первичного риформинга.

В процессе *AMV* подобным же образом снижают преднамеренно степень конверсии метана на стадии первичного риформинга, за этот счет перегружают вторичный риформинг по метану и получают конвертированный газ со сверхстехиометрической долей азота из-за подачи дополнительного количества воздуха. Избыточный азот и инертные газы удаляются в обычной криогенной установке системы удаления продувочного газа. Есть еще одна особенность, которая отличает этот процесс от традиционного. Около половины требуемого процесс-

ного пара вырабатывается путём испарения повторно используемого процессного конденсата (извлеченного из конвертированного газа после конверсии CO) непосредственно в сырьевой газ риформинга в сатураторе. Важной особенностью такого новшества является устранение жидких отходов. Контур синтеза работает при низком давлении - 85 бар, что дает возможность использовать одноступенчатый компрессор синтез-газа. Необычным является и то, что компрессор свежего синтез-газа и компрессор рециркуляции газа являются отдельными машинами, и каждая из них приводится в движение электричеством, используя ток, вырабатываемый генератором. Генератор установлен на приводе воздушного компрессора, который сам приводится в движение паровой турбиной. Установка генератора дает возможность обеспечить электропитание для всех приводов установки, если пар высокого давления не выдается за границы установки.

**Предриформинг.** Адиабатический предриформинг может применяться для парового риформинга углеводородного сырья, включая широкий спектр его разновидностей - от природного газа до тяжелой нефти. 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. За этой эндотермической реакцией следуют экзотермические реакции метанирования и конверсии CO, которые обеспечивают химическое равновесие между оксидами углерода, метана, водорода и воды. В целом реакция является эндотермической в случае использования в качестве сырья природного газа, а в случае использования нефти она становится слабо экзотермической.

В последнее время интерес к использованию предриформинга на аммиачных агрегатах существенно вырос. На новых агрегатах предриформинг используется, если имеются ограничения на экспорт пара, для решения проблем, связанных с непостоянным составом сырья, а также для дополнительной защиты от серы катализатора первичного риформинга.

## ГЛАВА 2. МОДЕРНИЗАЦИЯ РЕАКТОРА ВТОРИЧНОГО РИФОРМИНГА

### 2.1 Способы увеличения производительности агрегата

**Обоснование комбинированного реактора.** Отличительной чертой новых схем также является возможность проведения конверсии в более мягких условиях с передачей части нагрузки по метану в шахтный реактор вторичного риформинга. В подобных схемах двухступенчатой паровоздушной конверсии природного газа благодаря перераспределению нагрузки между стадиями достигается значительная экономия пара, расходуемого на технологию.

В существующих в настоящее время крупнотоннажных агрегатах синтеза аммиака процесс двухступенчатой паровоздушной конверсии природного газа протекает традиционным способом с жесткой связью между стадиями. Соотношение пар:газ в исходной смеси в этих агрегатах равно 3,5. Наиболее несовершенной стадией такой схемы является конверсия природного газа, на долю которой приходится до 50% общих энергетических затрат. Однако, наличие жесткой связи между остаточным содержанием метана в конвертированном газе на первичном и вторичном риформинге не позволяет оптимизировать процесс [7].

Одним из путей ликвидации указанной связи является введение байпасной подачи природного газа в шахтный реактор, благодаря чему обеспечивается более эффективное использование возможностей вторичного риформинга [8]. 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.

Анализ работы вторичного риформинга включал оценку возможностей существующего слоя катализатора по превращению избытка метана в реакционной смеси с сохранением при этом требований технологического регламента по конвертированному газу на выходе из реактора [9]. Анализ показал, что существующей массы катализатора в шахтном реакторе вполне достаточно для поддержания предлагаемого режима. Байпасную линию целесообразнее всего монтировать на газопроводе природного газа, прошедшего сероочистку, и подводить

к подогревателю парогазовой смеси, расположенному в конвекционной зоне трубчатой печи, часть которой высвобождается для прохода байпасного природного газа. Далее обводную линию желательно направить к газоходу конвертированного газа, поступающего с первичного риформинга.

Сокращение подачи природного газа на 5% на первичный риформинг с направлением его непосредственно на вторичный риформинг в совокупности со снижением соотношения пар:газравному 3,3:1 при той же производительности позволит снизить расход пара на технологию на 10%.

На стадии вторичного риформинга необходимо применять устойчивый и активный катализатор. К таким катализаторам относят “Topsoe” и “ICI”.

Однако для наращивания мощности на существующем оборудовании необходимо не только повышение активности катализатора: очень важным моментом является снижение гидравлического сопротивления контактного слоя. Повышение стабильности катализатора, а, следовательно, увеличение срока его службы дают положительные результаты на каждой стадии каталитического процесса[46].

Двухстадийный процесс пароуглеводородной (трубчатой) и газовой (шахтной) конверсии углеводородов связаны жестким материально-тепловым балансом, согласно которому в газе после шахтной конверсии концентрация остаточного метана не должна превышать 0,3% при соотношении:

$$(nCO+nH_2)/nH_2=3,075 \quad (20)$$

Определение равновесного состава реакционной смеси после первой стадии основано на использовании известной схемы парогазовой конверсии. Вторая стадия является частным случаем парокислородной конверсии углеводородов.

Для достижения большей надежности реактора первой стадии (трубчатой печи), уменьшения содержания оксидов азота в дымовых газах и обеспечения возможности использования тепла атомных реакторов целесообразно снизить температуру на этой стадии и применить обогащенный кислородом воздух на второй стадии для сохранения в конечном составе реакционной смеси соотношения [20].

Использование тепла атомных реакторов заманчивая идея [9]. В этом случае необходимо помнить о большой опасности, которую таят в себе атомные

реакторы, особенно при нарушениях режима эксплуатации. Сама по себе идея имеет право на жизнь, но практическая реализация требует многих проработок создания совершенных систем защиты и управления, создания совершенно новых подходов к подготовке технологического персонала, особенно психологической устойчивости человека в экстремальных ситуациях, разработке методов и принятия правильных решений и т.д. [10]. При понижении температуры первой стадии увеличивается равновесная концентрация метана и соответственно возрастает количество непрореагировавшего водяного пара. В этом случае параллельно с понижением температуры целесообразно уменьшить исходное соотношение пар:углерод, что может привести к снижению общего расхода углеводорода. Однако эта операция сопровождается необходимостью ввода обогащенного кислородом воздуха на вторую стадию процесса, т.е. расходом концентрированного кислорода и другими энергетическими затратами. Поэтому необходимо оценивать результаты применения этих двух параметров (температуры первой стадии и соотношения пар:углерод), по сравнению с эталоном - классическим процессом парового риформинга под давлением 3,0 МПа.

Углеводородные эквиваленты в  $\text{м}^3$  (при нормальных условиях) при эталонном риформинге метана, этана, n-бутана и n-гексана, соответственно, равны  $509,6 \text{ CH}_4$ ;  $287,9 \text{ C}_2\text{H}_6$ ;  $157,5 \text{ n-C}_4\text{H}_{10}$ ;  $108,7 \text{ n-C}_6\text{H}_{14}$ . В эти значения не входят результаты использования физического тепла газов в технологической схеме. Эталонный углеродный эквивалент метана в пересчете на одну тонну аммиака составляет  $1150 \text{ м}^3 \text{ CH}_4$ . Эта величина достаточно удовлетворительно согласуется со значением углеводородных эквивалентов аммиачных агрегатов, которые находятся в интервале  $1100 - 1200 \text{ м}^3 \text{ CH}_4$  [11].

Для обеспечения большей надежности эксплуатации трубчатого реактора при паровом риформинге метана можно снизить температуру первой стадии до  $600^\circ\text{C}$ . В этом случае сохранение эталонного углеводородного эквивалента достигается при уменьшении соотношения пар:углерод до 2,6 [12]. При использовании обогащенного кислородом воздуха не исключена возможность при температуре  $600^\circ\text{C}$  снижения отношения пар:углерод  $\sim$  до 2,0, что приведет к уменьшению углеводородного эквивалента до  $22 \text{ м}^3$  метана по сравнению с эталоном. Исключает образование свободного углерода при паровом риформинге

метана, этана, n-бутана и n-гексана под давлением 3,0 МПа в области температур первой стадии 400,800°C и в интервале отношений пар:углерод равным 2:4.

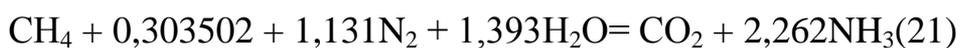
При температуре 400°C эталонному эквиваленту соответствует отношение пар:углерод равное двум. В этом случае нецелесообразно использовать трубчатый реактор, отсюда возникают следующие два варианта. С учетом того, что при температуре 400°C паровой риформинг высших углеводородов сопровождается экзотермическим тепловым эффектом, можно осуществить двухстадийный процесс, в котором первая стадия будет включать реакцию метанирования, а вторая - каталитическую конверсию метана с обогащенным воздухом в шахтном реакторе. При наличии селективного и активного катализатора метанирования такой двухстадийный процесс будет иметь более простое аппаратное оформление по сравнению с классическим паровым риформингом углеводородов [13].

Второй вариант связан с предварительной разработкой устойчивого и активного катализатора парокислородной конверсии высших углеводородов и представляет собой одностадийную конверсию в шахтном реакторе, например n-гексана, обогащенным до 44,2% O<sub>2</sub> воздуха. Указанные два варианта могут быть рассмотрены на двухстадийную и одностадийную конверсию нефти и пропан-бутановой фракции [47].

Экономическую эффективность модифицированного парового риформинга углеводородов и двух вариантов их конверсии с использованием обогащенного кислородом воздуха можно оценить только при расчете всех стадий энерготехнологической схемы.

Разработка и внедрение энергосберегающих технологических схем синтеза аммиака приобрела в последнее время широкое распространение [14]. Современные схемы (Uhde, Kellogg) характеризуются эффективным использованием физического тепла газа на различном его температурном уровне. В технологических схемах широко принят двухстадийный паровой риформинг природного газа. Для уменьшения расхода топливной составляющей осуществляют нагрев воздуха (в данной главе мы приводили проект Uhde), поступающего на сжигание. Согласно проектам некоторых фирм, температуру первой стадии парового риформинга снижают до 700°C, поддерживая при этом отношение пар :углерод равным 3. В связи с возросшим содержанием метана на вторую стадию процесса

подают избыток воздуха по сравнению со стехиометрическим соотношением [15]:



Существенные резервы повышения производительности по азот-водородной смеси заключаются в создании в шахтном реакторе комбинированного процесса конверсии метана гомогенно-термического, кислородного крекинга метана в верхней зоне реактора и каталитической конверсии остаточного метана в нижней зоне. Это позволит довести производительность действующего агрегата по синтезу азот-водородной смеси до уровня, обеспечивающего получение 2 тыс. т. аммиака в сутки вместо существующих 1360 и 1800 по проектному варианту.

## **2.2 Принципиальная энерго-технологическая схема производства аммиака**

Принципиальная энерго-технологическая схема производства аммиака мощностью 1360 т. в сутки с получением синтез-газа конверсией природного газа в трубчатых печах под давлением около 30 ат. Представлена на рисунке 4. Природный газ сжимают компрессором 25 до 35—40 ат, подогревают до 350—400°C в змеевике 2, расположенном в дымоходе трубчатой печи 3, и подают в аппарат сероочистки 1. Очищенный природный газ с содержанием серы не более 1,0 мг/м<sup>3</sup> смешивают с водяным паром в соотношении пар:углерод = 4:1. Полученную паро-газовую смесь, подогретую в змеевике 4 до 500°C, направляют в радиационную часть трубчатой печи 3 при давлении около 33 ат. Радиационная часть состоит из двух блоков, в каждом из которых установлено по 260 реакционных труб, заполненных никелевым катализатором. Тепло, необходимое для протекания процесса конверсии, получают сжиганием природного газа в горелках, установленных в межтрубном пространстве печи 3. Количество сжигаемого природного газа составляет примерно 40% от расхода природного газа на конверсию. Дымовые газы из радиационной части при температуре около 1000°C 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  $150^{\circ}\text{C}$  дымососом выбрасываются в атмосферу. При этом в межтрубном пространстве печи создается разрежение, равное  $3\text{--}5\text{ мм. вод. ст.}$  Конвертированный газ, содержащий около 10% остаточного метана, из реакционных труб при температуре около  $800^{\circ}\text{C}$  поступает в футерованный огнеупорным кирпичом коллектор (самостоятельный для каждого блока) [53].

Оба коллектора жестко соединены со смесителем шахтного реактора (конвертора) второй ступени 7. В смеситель нагнетается воздух, предварительно подогретый в змеевике 5 до температуры  $500^{\circ}\text{C}$ . 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 7 газ, содержащий (в пересчете на сухой) 9%  $\text{CO}_2$ , 11%  $\text{CO}$ , 57%  $\text{H}_2$ , 0,25%  $\text{CH}_4$ , 22,75%  $\text{N}_2$ , под давлением  $29\text{ ат}$  при  $960^{\circ}\text{C}$  поступает в котел-утилизатор 8, предназначенный для получения пара под давлением  $100\text{--}140\text{ ат}$ . При температуре  $360\text{--}400^{\circ}\text{C}$  газ направляется сначала в конвертор 9 с железо-хромовым катализатором, а затем через теплообменник 10 в конвертор 11 с цинк-хром-медным катализатором, в которых протекает конверсия  $\text{CO}$  [16]. Конвертированный газ, содержащий не более 0,3%  $\text{CO}$ , охлаждается в теплообменнике 12 и поступает в адсорбционную колонну 13 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 14 при температуре  $320\text{--}350^{\circ}\text{C}$ . Полученный синтез-газ сжимается компрессором 32, смешивается с циркулирующим газом и после сжатия до  $320\text{ ат}$  в компрессоре 33 поступает в колонну 15, где на промотированном железном катализаторе при температуре около  $380^{\circ}\text{C}$  протекает синтез аммиака. Выходящий из колонны синтез-газ направляется последовательно в котел-утилизатор 16, сепаратор 17, аммиачный холодильник 18, сепаратор 19 и возвращается в циркуляционный компрессор 33. Сконденсированный аммиак, отделенный в сепараторах 17 и 19 непрерывно выводится из системы [62].

Энергетическая часть схемы оформлена следующим образом. Питательная

вода подвергается тонкой очистке на механических и ионообменных фильтрах 30 и при помощи центробежного насоса 29 под давлением 120-160 ат подается на подогрев двумя потоками. Один поток проходит через котел-утилизатор 16, второй - через теплообменники 12 к 10, после чего оба потока при температуре 250-300°C поступают в котел-утилизатор 8. Водяной пар из котла-утилизатора перегревается в змеевике 6 до 530-560°C и под давлением 100-140 ат направляется в основную паровую турбину 31 [17].

Выходящий из турбины водяной пар при температуре 350-450°C и давлении 35 ат делится на два потока. Один поток используется в качестве технологического пара и поступает на смешение с природным газом, а второй распределяется между конденсационными турбинами 24, 26, 28 и 22 мощностью от  $10^3$  до  $2 \cdot 10^4$  кВт, являющимися приводами компрессоров 25, 7, 21 и насоса 29. Компрессор 21 обеспечивает циркуляцию аммиака по замкнутому контуру с охлаждением в расширительном резервуаре 20. Турбогенератор 23 служит буфером для компенсации изменений технологических параметров системы. Установка снабжена необходимой регулирующей арматурой, контрольно-измерительными приборами и системой аварийных блокировок. Пуск и управление осуществляются с центрального пульта [18].

Приведенная схема отражает существующий процесс. Замена катализатора в шахтном реакторе на более активный позволило снизить его объем с 4-х до высоты 2-х м., освободив значительную часть реактора, что позволяет сделать его комбинированным. В данном объеме вполне возможно реализовать предварительно термический крекинг метана в водород, в отличие от его полного сжигания.

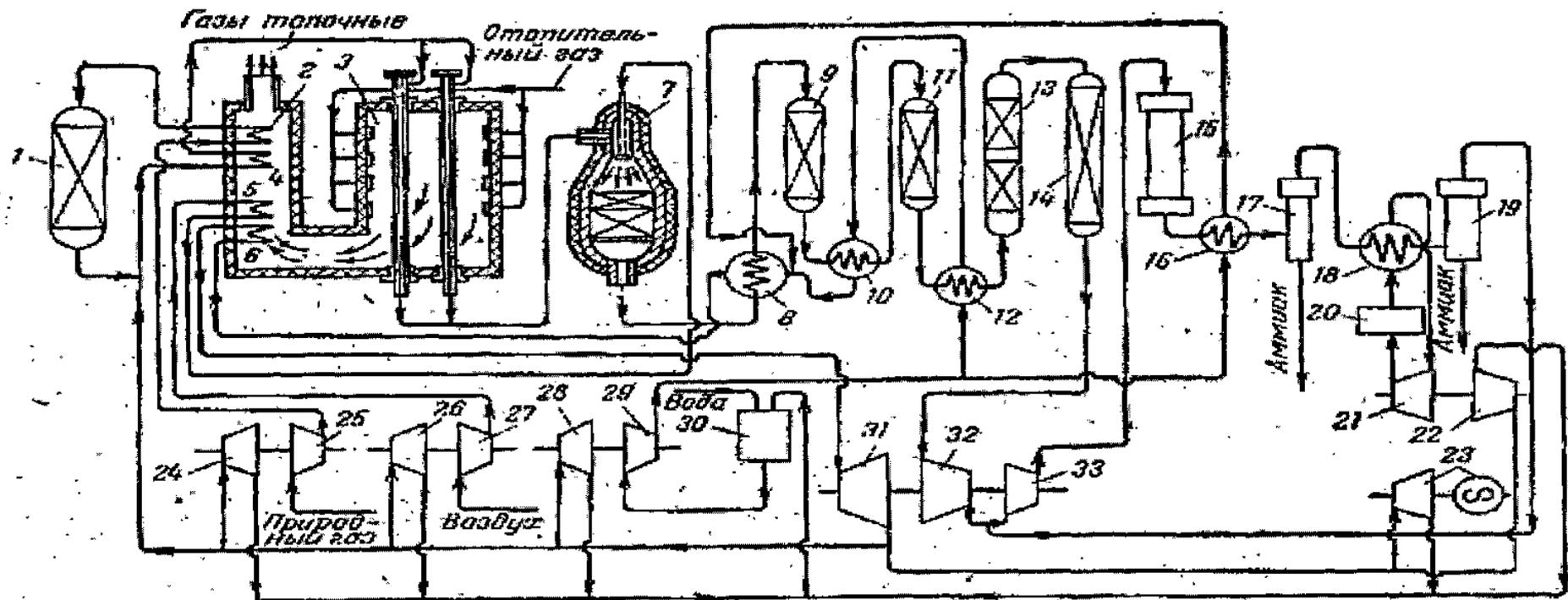


Рис. 2.1 Принципиальная энерго-технологическая схема производства аммиака мощностью 1500 т в сутки:

1 — аппараты тонкой очистки газа от соединений серы; 2, 4, 5, 6, 8, 10, 12, 16; 18 — теплообменники; 3 — трубчатая печь; 7 — шахтный реактор; 9, 11 — конвертеры окиси углерода; 12 — блок тонкой очистки газа от двуокиси углерода; 13 — реактор метанирования остатков окиси и двуокиси углерода; 15 — колонна синтеза аммиака; 17, 19 — сепараторы; 20 — расширительный резервуар; 21, 25, 27, 32, 33 — турбокомпрессоры; 22, 24, 26, 28, 31 — паровые турбины; 23 — турбогенератор; 29 — водяной насос; 30 — блок подготовки питательной воды.

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 в объемах, достаточных для создания необходимой температуры в реакционной зоне ( $1250^{\circ}\text{C}$ ), и для термического крекинга в водород в пустом объеме верхней зоны реактора. По второму каналу подается кислород. По 3-му каналу осуществляется подача водяного пара, который, окружая факел, будем 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.

Данный смеситель вполне возможно изготовить отдельно и вварить в действующий шахтный реактор во время очередного капитального ремонта агрегата.

### **2.3 Зависимость выхода водорода от различных параметров**

Технологические расчеты произведены с помощью компьютерной программы «RIFOR» [19]. Учитывалось соотношение водорода и азота, которое должно находиться в пределах 2.90-3.10. Всего проведено три серии расчетов:

1. Расчеты возможностей действующего режима работы первичного и вторичного риформинга по выработке азот-водородной смеси с возможностью ее получения в пределах, достаточных для синтеза 1360 т аммиака в сутки.

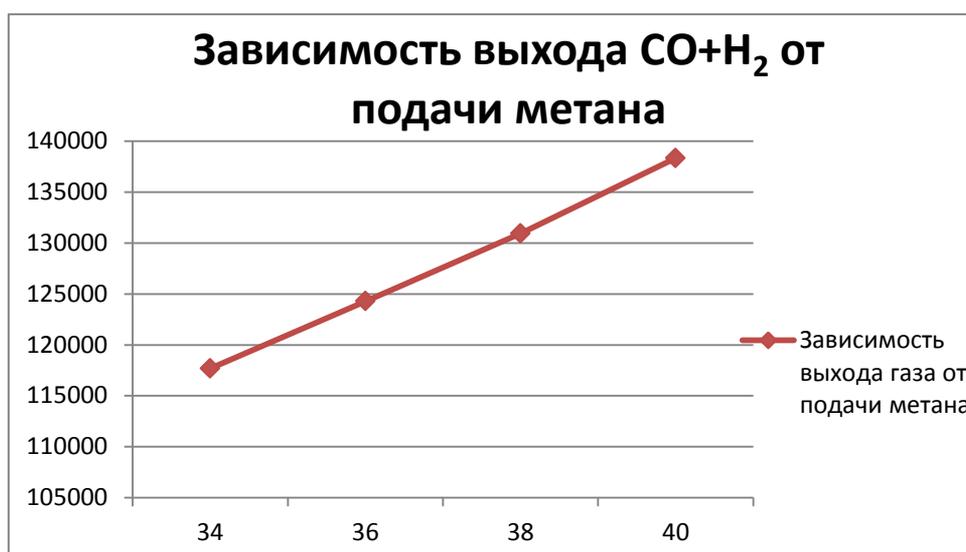
2. Расчеты при дополнительном варьировании подачи метана через первичный риформинг непосредственно на вторичный, с получением азот-водородной смеси, достаточной для синтеза 1800 т аммиака в сутки.

3. Расчеты, аналогичные 2-й серии, но с реализацией на вторичном риформинге комбинированного режима работы 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 азот-водородной смеси в пределах, достаточных для

синтеза 2000 т. аммиака в сутки.

**Первая серия расчетов.** В данном разделе будут рассмотрены зависимости необходимые для нахождения параметров, при которых будет максимальный выход по сумме  $\text{H}_2 + \text{CO}$ . Определять будем методом однопараметрических расчетов, т.е. изменяется только один параметр, влияние которого на систему и определяем. В качестве опорного варианта взят первый вариант из методичного пособия.

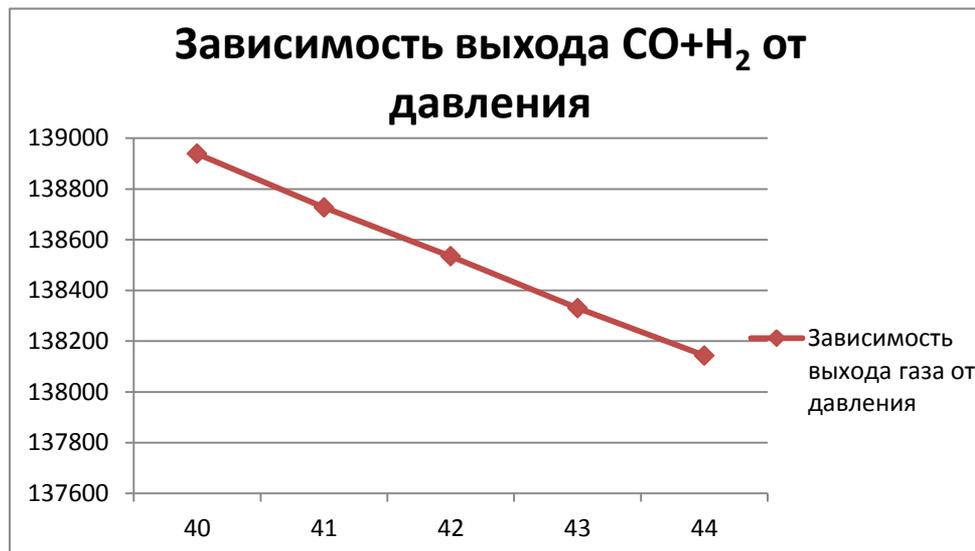
1. Объем подаваемого метана варьировали в пределах от 34 до 40 тыс.  $\text{м}^3/\text{час}$  с шагом 2  $\text{м}^3/\text{час}$ . Результаты расчетов приведены в таблице на рисунке 1 в приложении 2 и на рисунке 5.



**Рисунок 5- График зависимости выхода  $\text{CO} + \text{H}_2$  от подачи метана**

На основании проведенного расчета выбран оптимальный расход объема метана выбран объем равный 40 тыс.  $\text{м}^3/\text{час}$  при меньшем расходе соотношение между азотом и водородом объеме происходит заазочивание системы, а при большем объеме происходит заводораживание колонны синтеза аммиака.

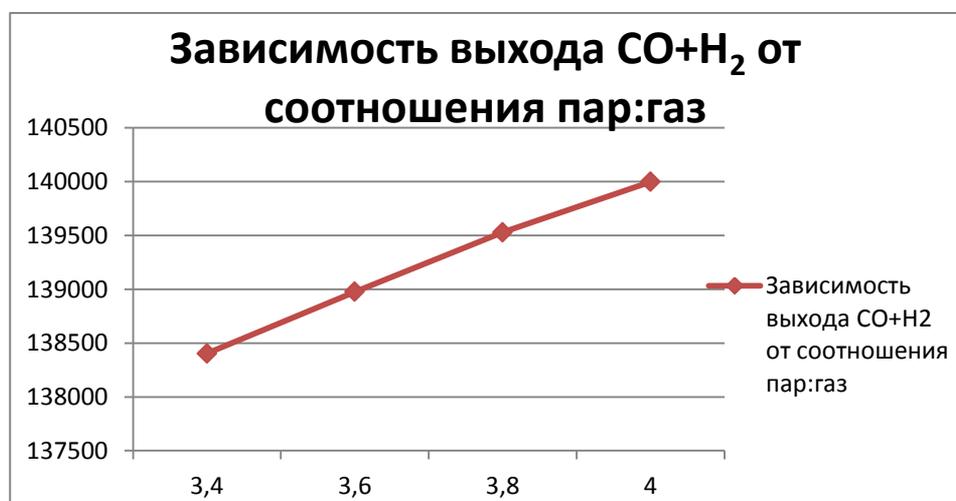
2. Зависимость от давления на 1-ом риформинге (подача метана 40000 без байпаса), варьируем в пределах от 40 до 45 с шагом 1 ат качестве опорного варианта взят первый вариант из методичного пособия. Результаты расчетов приведены в таблице нарисунке 2 в приложении 2 и на рисункеб.



**Рисунок 6 – График зависимости выхода СО+Н<sub>2</sub> от давления**

Давление как видно с увеличением уменьшает выход газа, следовательно, берем меньшее значение из интервала, т.е.  $P = 40 \text{ ат}$ .

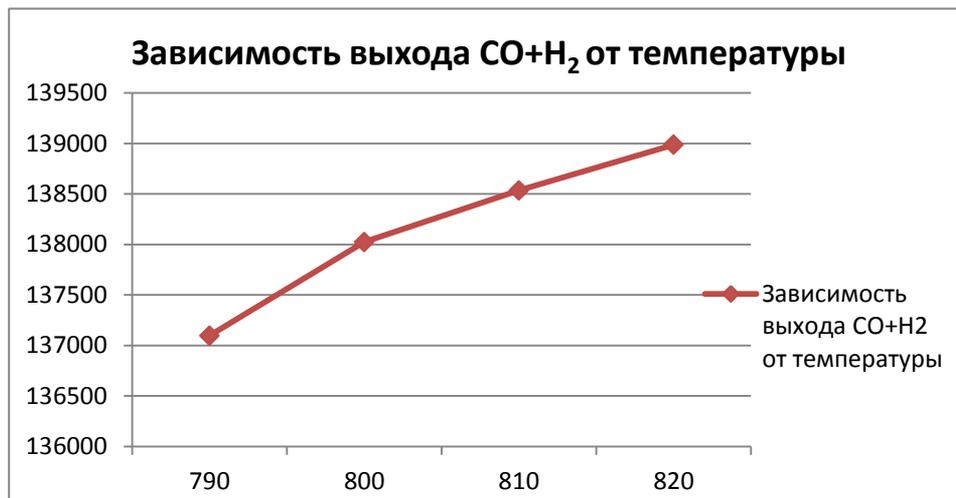
3. Зависимость от отношения пар газ (подача метана 40000) варьируем в пределах от 3,4 до 4,0 с шагом 0,2 м<sup>3</sup>/час в качестве опорного варианта взят первый вариант из методичного пособия. Результаты расчётов приведены в таблице на рисунке 3 в Приложении 2 и на рисунке 7.



**Рисунок 7 – График зависимости выхода СО+Н<sub>2</sub> от соотношения пар:газ.**

Из рисунка 7 видно, что чем больше подается пара тем больше выход по СО+Н<sub>2</sub>, но это является нерациональным способом повышения выхода. Для технологического процесса лучше взять отношение пар:газ среднее - 3.6.

4. Зависимость от температуры 1-го риформинга. Температура варьируется в пределах от 790 до 820°С с шагом 10°С в качестве опорного варианта взят первый вариант из методичного пособия. Результаты расчётов приведены в таблице на рисунке 4 в Приложении 2 и на рисунке 8.

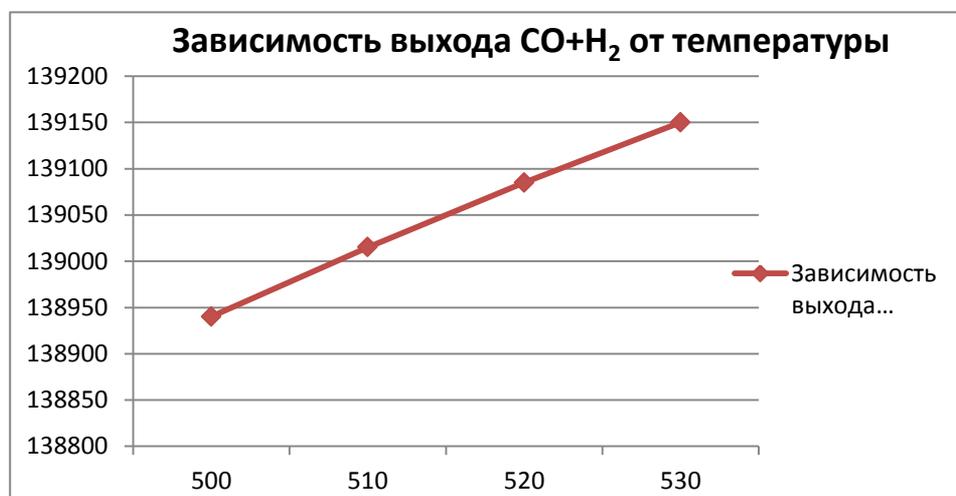


**Рисунок 8 –График зависимости выхода CO+H<sub>2</sub> от температуры**

С ростом температуры на 1-м риформинге увеличивается и выход. Такую температуру держать постоянно вполне реально, т.е. T=820°C.

Вторичный риформинг

5. Зависимость от температуры подаваемого воздуха (подача метана 40000). Температура варьируется в пределах от 500 до 530°C с шагом 10°C. Результаты расчётов приведены в таблице нарисунке 5 в приложении 2и на рисунке 9.



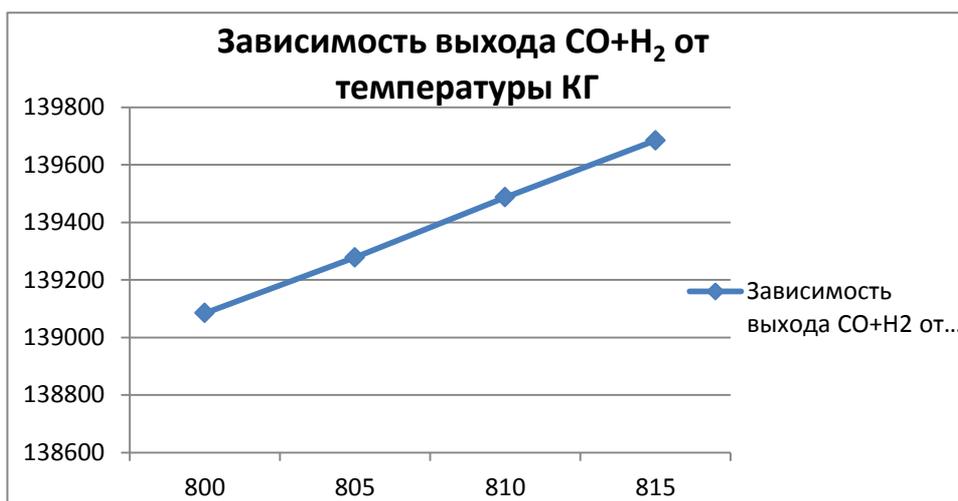
**Рисунок 9 – График зависимости выхода CO+H<sub>2</sub> от температуры воздуха**

Из графика видно, что с увеличением температуры на 10°C выходувеличивается на 60 м³/ч. Возьмем температуру 520°C.

6. Зависимость от температуры КГ на входе на 2-й риформинг (подача метана 40000). Температура варьируется в пределах от 800 до 815°C с шагом 5°C. Результаты расчётов приведены в таблице нарисунке 6 в приложении 2 и на рисунке 10.

По числовому ряду значение выхода отличается от предыдущего примерно на одно и то же значение в сторону увеличения. Входное значение температуры

колеблется в табличном интервале 800-815°C, поэтому для расчетов возьмем 810°C.



**Рисунок 10 –График зависимости выхода CO+H<sub>2</sub> от температуры КГ на выходе**

7. Зависимость от температуры КГ перед катализатором (2-й риформинг; подача метана 40000). Температура варьируется в пределах от 1200 до 1250°C с шагом 10°C. Результаты расчётов приведены в таблице на рисунке 7 в приложении 2 и на рисунке 11.

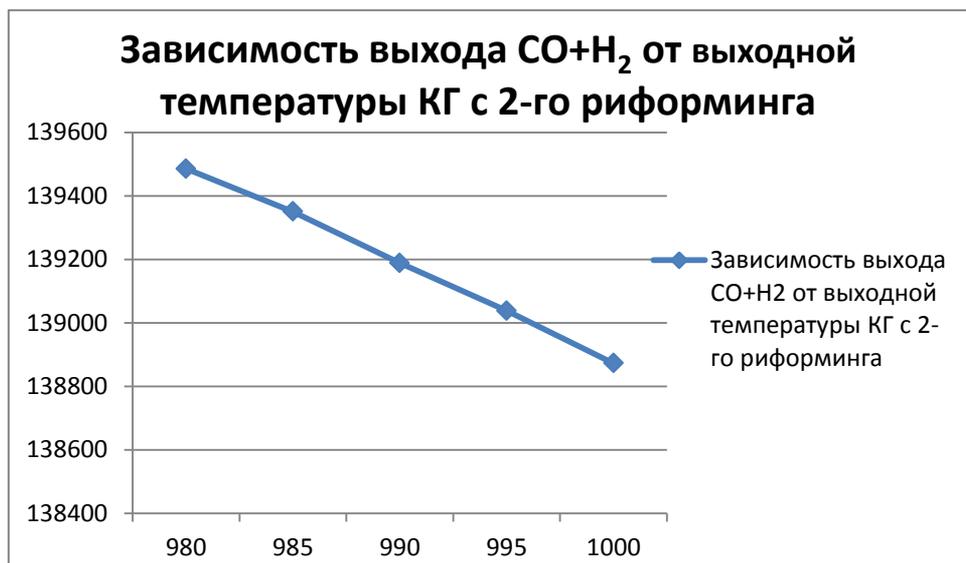


**Рисунок 11 –График зависимости выхода CO+H<sub>2</sub> от температуры КГ перед катализатором**

При таких значениях можно принять выход const, однако, при T=1300 °C выход начинает уменьшаться и составляет 103286, поэтому берем самое рациональное значение, а именно 1250°C.

8. Зависимость от выходной температуры КГ с 2-го риформинга. Температура варьируется в пределах от 980 до 1000°C с шагом 5°C. Результаты

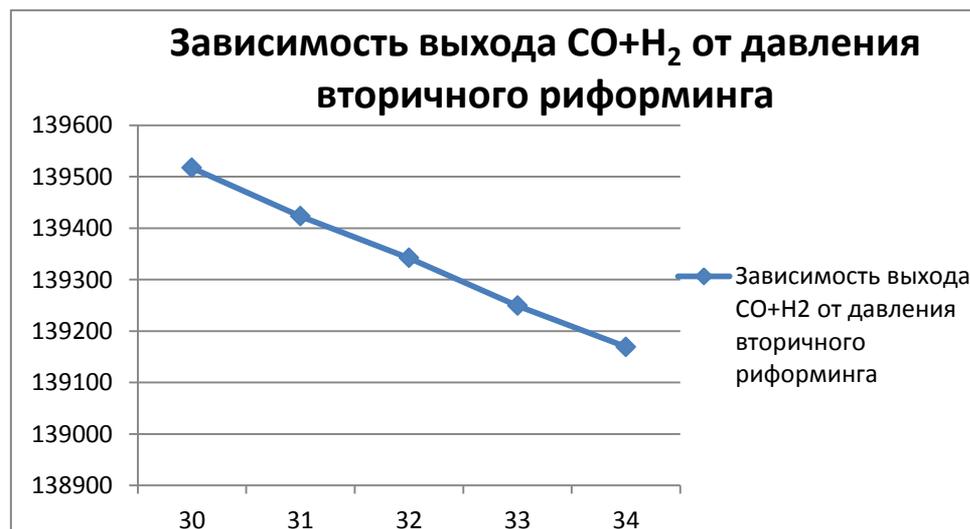
расчётов приведены в таблице на рисунке 2 в приложении 8 и на рисунке 12.



**Рисунок 12 –График зависимости выхода  $\text{CO}+\text{H}_2$  от выходной температуры КГ с 2-го риформинга**

При увеличении температуры выход уменьшается, но нижнее значение из интервала, опираясь на законы кинетики, брать не целесообразно, поэтому берем  $T=985\text{ }^\circ\text{C}$ .

9. Зависимость от давления вторичного риформинга (подача метана 40000, давление  $P=40\text{ ат}$  на первичном риформинге). варьируем в пределах от 30 до 34 с шагом  $1\text{ ат}$  в качестве опорного варианта взят первый вариант из методического пособия. Результаты расчётов приведены в таблице на рисунке 9 в приложении 2 и на рисунке 13.



**Рисунок 13-График зависимости выхода  $\text{CO}+\text{H}_2$  от давления вторичного риформинга**

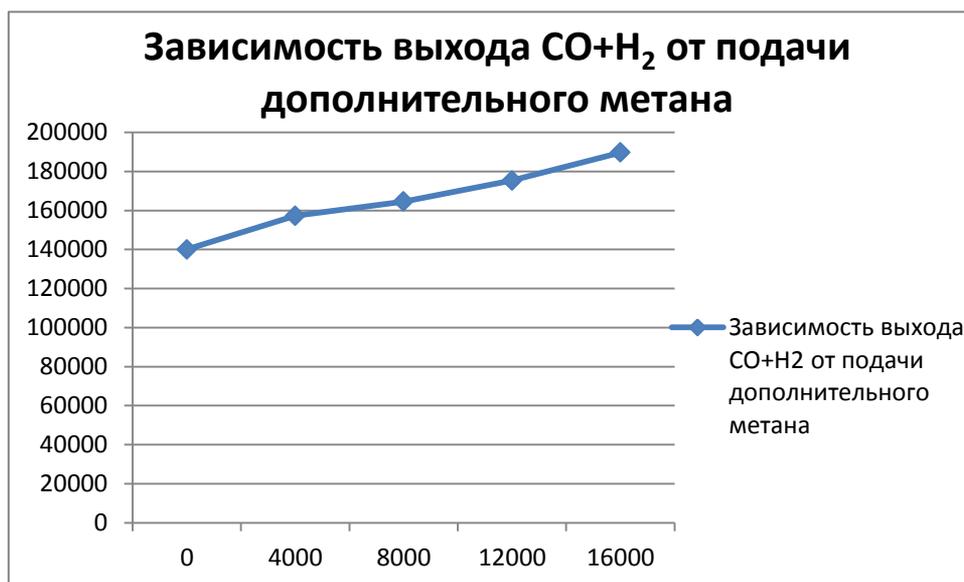
Выход газов уменьшается незначительно, но брать  $30\text{ ат}$  для технологической работы агрегата нельзя, т.к. необходимо учесть кинетическую сторону про-

цесса, т.е.  $P=32 \text{ ат}$  на вторичном риформинге.

После проведенной серии однопараметрических расчёта выбран оптимальный вариант для получения 1360 т/сут.

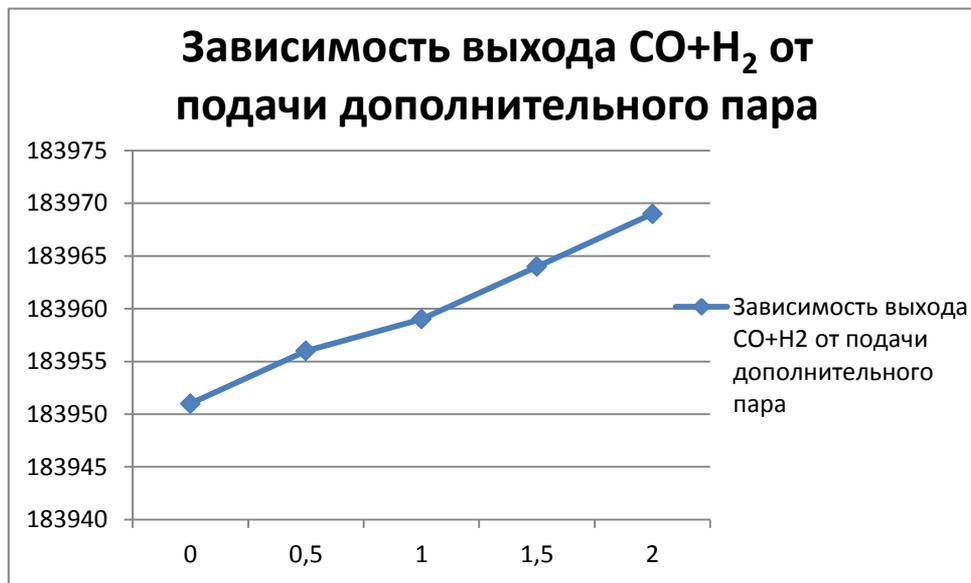
Параметры: подача метана 40000 м<sup>3</sup>/ч;  $P_1=40 \text{ ат}$ ;  $P_2=32 \text{ ат}$ ; пар таз - 3,6; входная температура на первичном риформинге  $T=820^\circ\text{C}$ ; температура воздуха  $T=520^\circ\text{C}$ ; входная температура КГ на вторичный риформинг  $T=810^\circ\text{C}$ ; температура КГ на вторичном риформинге перед катализатором  $T=1250^\circ\text{C}$ ; выходная температура КГ с вторичного риформинга  $T=985^\circ\text{C}$ .

**Вторая серия расчётов.** Подача дополнительного метана к выбранному оптимальному варианту. Дополнительный метан варьируется в пределах от 0 до 16000 м<sup>3</sup>/ч с шагом 4000 м<sup>3</sup>. Результаты расчётов приведены в таблице на рисунке 10 в приложении 2 и на рисунке 14.



**Рисунок 14 –График зависимости выхода СО+Н<sub>2</sub> от подачи дополнительного метана**

В качестве оптимального варианта выбран результат подачи дополнительного метана выбран вариант 16 тыс. м<sup>3</sup>/ч. Зависимость от подачи дополнительного пара (имеет место быть только при наличии подачи дополнительного метана). Результаты расчётов приведены в таблице на рисунке 11 в Приложении 2 и на рисунке 15.



**Рисунок 15 –График зависимости выхода CO+H<sub>2</sub> от подачи дополнительного пара**

Выбираем подачу дополнительного пара в объёме равным 1 т. После всех расчётов выход CO+H<sub>2</sub> составляет 183959тыс. м<sup>3</sup>/ч, этого выхода ориентировочно хватает для получения аммиака 1800 т/сут.

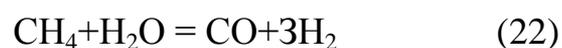
**Третья серия расчётов.**Теперь берем оптимальный режим полученный первым (подача метана 40000 без байпаса) и состав КГ после первичного риформинга можно вычислить по программе. Остальной расчет следует провести вручную.

**Таблица 4 - Состав конвертированного газа после первичного риформинга**

Компонент	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>	Ar
После первичного риформинга	97489	14291	14394	12955	101401	360	160

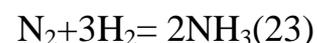
По факту из всех этих риформингов основной целью служит получение водорода, который в дальнейшем реагируя с азотом, даст аммиак. Дальнейший расчет ведется вручную, так как с помощью программы Лебедева невозможно реализовать идею, предлагаемую в данной бакалаврской работе.

Определим объем водорода из оставшегося метана после первичного риформинга (12955). Степень превращения реакции не может быть равной 100% и остается всегда метан как инертный газ в КГ, то этот процент вычтем сразу: 12955-890=12065. Определим,какой объем водорода может быть получен из данного объема метана по следующей реакции (22):



Исходя из молей (1 к 3) водорода получим:  $3 \cdot 12065 = 36195 \text{ м}^3$ . Сложим значения полученных объемов водорода (20% водорода, полученного после первичного риформинга, в предлагаемом реакторе сгорать не будет):  $V = 97489 + 36195 = 133684 \text{ м}^3$ .

Рассчитаем выход аммиака по данному объему:



Из данного уравнения имеем выход равный:

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

Данное значение получено без добавления байпаса при подаче метана 40000. 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 учесть, что остаточный метан будет гореть в чистом кислороде, полученном с помощью воздухоразделительной установки методом адсорбции со сдвигом давления, а азот разделенного воздуха (можно будет подать его даже с инертными - He, Ar и др.) 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). С учетом того, что произойдет разгрузка на вторичном риформинге и далее (метанатор, очистка от  $\text{CO}_2$  и др.) от азота появляется возможность подавать дополнительного метана до  $50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ , что при правильно подобранном режиме работы агрегата позволит достигнуть цели получения выше 2000 т/сут. аммиака.

Следующим этапом является расчет возможности получения недостающих 400 т/сут. аммиака с помощью некаталитической конверсии метана в верхней части шахтного реактора.

Рассчитаем возможность получения недостающей части аммиака при подаче дополнительного метана  $20000 \text{ м}^3/\text{ч}$  со степенью его в водород превращения 5-20% (условия для такой степени превращения создать довольно легко).



При  $X = 5\%$ , выход =  $((0,05 \cdot 20000 \cdot 2 \cdot 2) / 3) \cdot 17 / 22,4 = 24 \text{ т/сут.}$

При  $X = 10\%$ , выход = 48 т/сут.

При  $X = 15\%$ , выход = 72 т/сут.

При  $X=20\%$ , выход=96 т/сут. (выход по аммиаку).

Такой выход меньше предполагаемого, т.е. проведем аналогичный расчет при подаче дополнительного метана  $50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ , т.е. максимум, который можно использовать (степень превращения от 5% до 20%).

При  $X=5\%$ , выход=60 т/сут.

При  $X=10\%$ , выход=120 т/сут.

При  $X=15\%$ , выход=180 т/сут.

При  $X=20\%$ , выход=240 т/сут (выход по аммиаку).

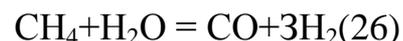
Полученные результаты получились меньше предполагаемых. Определим не превышает ли теоретическая подача дополнительного метана тот объем, который будет свободен (за счет разгрузки реактора от азота, -  $50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ). Степень превращения примем равной  $X=60\%$ .

Методом от обратного рассчитаем количество аммиака, которые должна выдавать колонна за 1 час: т.к. требуется 400 т/сут, то  $400000/24=16666 \text{ кг/ч}$  аммиака.

Теперь полученную величину переведем в  $\text{м}^3$ :  $V=16666 \cdot 22,4/17=21960 \text{ м}^3$ .

Далее рассчитаем необходимое количество водорода для получения такого объема аммиака:  $\text{N}_2+3\text{H}_2=2\text{NH}_3$ ;  $21960/2 \cdot 3=32940 \text{ м}^3$ .

Последним расчетом является взаимодействие метана с кислородом и определение объема метана необходимого для образования  $32940 \text{ м}^3$  водорода.



По уравнению реакции метана должно быть по объему в 2 раза меньше, чем водорода, т.е.  $32940/2=16470 \text{ м}^3$ . Теперь учтем степень превращения, т.е. сколько нужно подать метана для получения  $38745 \text{ м}^3$  водорода:  $16470 \cdot 100/60=23529 \text{ м}^3$ .

Полученное значение почти в 2 раза меньше, чем можно подавать, тем самым появляется возможность уменьшить степень превращения для поддержания необходимой температуры в зоне реакции и стабилизировать работу агрегата, т.к. для меньшей степени превращения метана в водород создать условия легче. Таким образом, данные расчеты говорят о возможности функциональности (работы) предлагаемого реактора.

## 2.4 Материально-тепловой баланс комбинированного реактора

**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, т.е. при подаче природного газа 40000 м<sup>3</sup>/ч,  $(4-3,6) \cdot 40000 = 16000$  м<sup>3</sup>/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 5 (отношение пар:газ =4.0).

**Таблица 5 - Материальный баланс первичного риформинга агрегата АМ-76**

№ п/п	Компонент	Расход, м <sup>3</sup> /ч	Приход, м <sup>3</sup> /ч
1.	H <sub>2</sub>	102714	
2.	H <sub>2</sub> O	114850	160000
3.	CO	14414	
4.	CO <sub>2</sub>	15608	
5.	CH <sub>4</sub> (природный газ)	11618	40000
	ИТОГО	259204	200000

Помимо приведенных компонентов, в расходе присутствуют еще N<sub>2</sub> 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.

Материальный баланс вторичного риформинга агрегата АМ-76 на основе материального баланса первичного риформинга производительностью 1360 т/сут. (выходной КГс первичного риформинга является входным для вторичного) представлен в таблице 6.

**Таблица 6- Материальный баланс вторичного риформинга агрегата АМ-76**

№ п/п	Компонент	Расход, м <sup>3</sup> /ч	Приход, м <sup>3</sup> /ч
1.	H <sub>2</sub>	115313	102714
2.	H <sub>2</sub> O	124658	114850
3.	CO	25048	14414
4.	CO <sub>2</sub>	16177	15608
5.	CH <sub>4</sub> (природный газ)	415	11618
6.	N <sub>2</sub>	40280	40280
7.	O <sub>2</sub>		10097
	<b>Итого</b>	<b>321891</b>	<b>309581</b>

322000 м<sup>3</sup>/ч - это пропускная способность системы при заданных условиях, однако эта величина не максимальная. Значение в 350000 м<sup>3</sup>/ч станет границей выхода КТ с шахтного реактора, которую, чтобы не нарушать технологический процесс, превышать нельзя.

**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.

**Тепловой баланс комбинированного реактора.** 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.

**Термодинамическая вероятность процесса.** Определение этой вероятности требует произвольного расчета при реально взятых объемах. При оптимальных параметрах работы агрегата (которые увеличивают выход H<sub>2</sub> в КГ) и подаче метана 40000 м<sup>3</sup>/ч, отношение пар:газ, равное 3,6, выход газовой смеси с первичного

риформинга имеет следующий состав. Результаты сведены в таблице 4 (см. п. 2.4.3.).

После полученных объемов принимается, что входная температура, компонентов газовой смеси равна  $810^{\circ}\text{C}$ , а температура сжигаемого природного газа и кислорода  $600^{\circ}\text{C}$ .

#### *РАСЧЕТ*

1) Перевод компонентов КГ в кмоль:

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

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

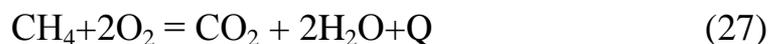
$$n(\text{CO}_2) = 643;$$

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

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

2) Определение объема метана, идущего на сжигание.

Реакция горения метана выглядит следующим образом:



По реакции видно, что она идет без изменения объема.

Конвертированный газ, 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  $6000 \text{ м}^3/\text{ч}$  метана, следовательно, необходимо  $12000 \text{ м}^3/\text{ч}$  кислорода. В кмоль: 268  $\text{CH}_4$  и 536 кислорода; после реакции: 268 кмоль  $\text{CO}_2$  и 536 кмоль воды.

3) Определение физического тепла реагентов и компонентов системы и тепла реакции

Физическое тепло реагентов определяется по следующей формуле:

$$Q_{\text{ф}} = C \cdot n \cdot t \quad (28)$$

где:  $Q_{\text{ф}}$  – 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 сжи-

гании 268 кмоль метана выделится  $268 \cdot 888,1 = 238011$  кДж тепла.

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.

б) Определение максимальной температуры системы

$$t = \frac{Q_{\text{общ}}}{n_{\text{общ}} \cdot C_{\text{ср}}} \quad (29)$$

где:  $n_{\text{общ}}$  – количество компонентов системы, кмоль;

$C_{\text{ср}}$  – средняя теплоемкость системы, Дж/(град·моль).

$$C_{\text{ср}} = \frac{n_i \cdot C_i}{n_i} \quad (30)$$

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

Откуда  $t = 1203^\circ\text{C}$ , что говорит о возможности проведения крекинга в верх-

ней 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 вторичном риформинге 1250 °С.

Считая аналогичным образом получим:

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

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

Таким образом, для поддержания необходимой температуры нужно подавать в 4-х канальный смеситель 6700 м<sup>3</sup>/ч метана и 13400 м<sup>3</sup>/ч кислорода, что говорит о возможности и целесообразности идеи, предложенной в данной дипломной работе.

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.

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

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

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

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

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

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

Тепловой баланс данного расчета приведен в таблице 7.

**Таблица 7 - Тепловой баланс данного расчета**

Приход, кДж	Расход, кДж
$Q_{\phi} = 365618$	$Q_{\phi} = 625288$
$H_p = 265542$	$Q_{\text{потерь}} = 5872$
631160	631160

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

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

9) Энергия Гиббса.

Энергия Гиббса определяется по формуле:

$$\Delta G = \Delta H - T \cdot \Delta S \quad (31)$$

где  $\Delta G$  – энергия Гиббса, кДж/моль;

$T$  – температура, К;

$\Delta H$  – энтальпия реакции, кДж/моль;

$\Delta S$  – разность сумм энтропий продуктов и реагентов реакции, Дж/моль·град.

Стандартные значения энтропий для реагентов и продуктов реакции горения метана.

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

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

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

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

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

Откуда энергия Гиббса равна:

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

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

**Материальный и тепловой балансы комбинированного реактора.** В предыдущем разделе был определен объем метана, который необходимо сжечь для поддержания необходимой температуры КГ, идущего с 1-го риформинга перед катализатором. В этом разделе будет рассчитан максимально возможный выход по аммиаку с учетом сохранения водорода с трубчатой печи, водорода до конверсии метана на 2-м 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°C, догреть необходимо до 1250°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<sub>2</sub>), сокращением соотношения пар:газ до 3.0 на первичном риформинге (за счет пара, образующегося в результате горения метана и подачи пара в 4-х канальном смесителе), 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<sup>3</sup> свободного пространства для реализации процесса (с учетом того, что реакция крекинга идет с увеличением объема, а 100000 м<sup>3</sup> это газовая смесь после реакций 4-х канального смесителя, т.е. выход не должен превышать объема в 100000 м<sup>3</sup>).

Состав конвертированного газа с трубчатой печи при соотношении пар:газ 3.0 приведен в таблице 8.

**Таблица 8 - Состав конвертированного газа**

Компонент КГ	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>	Ar
нм <sup>3</sup> /ч	91548	14996	12380	14264	80724	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  $100000 \text{ м}^3$  получились следующие подачи для каждого из компонентов:

Метан -  $24000 \text{ м}^3/\text{ч}$  ( $16000$  - крекинг,  $8000$  - горение);

Кислород -  $24000 \text{ м}^3$  ( $16000$  - горение,  $8000$  - крекинг);

Пар -  $12000 \text{ м}^3$ , углекислый газ -  $12000 \text{ м}^3$  (для реакции газификации).

Таким образом, соотношение подачи метан: кислород 1:1, что позволяет поддерживать температуру и вместе с этим получать водород по реакции крекинга. 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 -  $91548 \text{ м}^3$ ; водород до конверсии метана на вторичном риформинге. Метан на выходе с вторичного риформинга не должен превышать  $0,3\%$  ( $930 \text{ м}^3$ ), то рассчитаем гипотетически возможный водород:  $(14264-930) \cdot 3 = 40002 \text{ м}^3$ .

Водород крекинга в 4-х канальном смесителе:  $16000 \cdot 2 = 32000 \text{ м}^3$ .

Суммарный водород:  $91548 + 40002 + 32000 = 163550 \text{ м}^3$ .

Для образования  $1360 \text{ т/сут.}$  аммиака необходимо  $112000 \text{ м}^3/\text{ч}$  водорода, то из  $163550 \text{ м}^3$  водорода можно получить:  $1360 \cdot 163550 / 112000 = 1985 \text{ т/сут.}$  аммиака. Для  $15 \text{ т/сут.}$  аммиака необходимо  $1235 \text{ м}^3/\text{ч}$  водорода. Эту величину можно получить путем увеличения подачи метана, идущего на крекинг на  $620 \text{ м}^3/\text{ч} + 310 \text{ м}^3/\text{ч}$  кислорода. Из-за маленьких значений и с учетом того, что есть объем (было использовано  $96$  тыс. из  $100$ ) для реализации процесса необходимо будет уточнить количество метана на горение (вместе с тем увеличатся значения всех компонентов 4-х канального смесителя) цель получать  $2000 \text{ т/сут.}$  по аммиаку теоретически достигнута.

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

$(14996 + 16620) \cdot 0,3\% = \text{м}^3/\text{ч}$  водорода может максимально быть получено в конверторе CO (из-за того, что реальные процессы неравновесны, как шел расчет),

из которых можно получать 382 т/сут. аммиака.

Таким образом, в предлагаемом варианте реализации процесса получения аммиака путем некоторых модернизаций (4-х канальный смеситель, КГ подается ниже зоны реакции, азот подается на колонну синтеза и др.) был получен выход по аммиаку 2000-2380 т/сут, что подтверждает возможность проведения данного процесса.

Также стоит отметить, что конечные подачи компонентов равны: метан:кислород равно 1:1 или 24930:24930; пар:углекислый газ 1:1 или 12465:12465 (75000).

Материальный баланс комбинированного реактора приведен в таблице 9.

**Таблица 9- Материальный баланс комбинированного реактора**

№ п/п	Компонент	Расход, м <sup>3</sup> /ч	Приход, м <sup>3</sup> /ч
1.	H <sub>2</sub>	164790	91548
2.	CO	31616	14996
3.	CO <sub>2</sub>	33152	12380
4.	CH <sub>4</sub>	930	14264
5.	H <sub>2</sub> O	96471	80724
Четырехканальный смеситель			
6.	CH <sub>4</sub>		24930
7.	O <sub>2</sub>		24930
8.	CO <sub>2</sub>		12465
9.	H <sub>2</sub> O		12465
	<b>Итого</b>	<b>326959</b>	<b>288702</b>

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.

Представленный материальный баланс отражает состав КГ для комбинированного реактора при оптимальной работе реактора с соотношением пар:газ на первичном риформинге 3.0. По пропускной способности системы превышения границы нет, однако в газовой смеси на выходе содержание газов CO и CO<sub>2</sub> увеличилось в 2 раза, из чего следует установка дополнительных конвертора CO,

абсорбера, и метанатора для соответствующих технологии, конверсии и очистки от углекислого газа. При необходимости возможно увеличение соотношения пар:газ до 3.6.

Тепловой баланс комбинированного реактора приведен в таблице 10.

**Таблица 10 - Тепловой баланс комбинированного реактора**

<b>Приход, кДж</b>	<b>Расход, кДж</b>
$Q_{\phi} = 4016768$	$Q_{\phi} = 625288$
$H_p = 26489$	$Q_{\text{потерь}} = 6707$
$H_p = 329485$	
757650	757650

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

### ГЛАВА 3. РАСЧЕТ ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ МОДЕРНИЗАЦИИ РЕАКТОРА

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. Рассчитываем эффективность замены старого оборудования на новое. Стоимость нового оборудования - четырехканального смесителя составляет 700 000 руб., а остаточная стоимость старого двухканального смесителя - 185 000 руб. В результате замены затраты на текущий ремонт снизились на 35%.

**Таблица 11 - Краткая характеристика сравниваемых вариантов**

Базовый вариант	Проектный вариант
1) Двухканальный смеситель.	1) Четырех канальный смеситель.
2) Выработка аммиака - 1 360 т/сут.	2) Выработка аммиака - 2 000 т/сут

#### 3.1 Расчет годовой производственной мощности

Производственная мощность определяется по формуле 32:

$$M = Q_{\text{час}} F_{\text{эф}}, \quad (32)$$

где  $Q_{\text{час}}$  - часовая производительность агрегата (аппарата), т/час;

$F_{\text{эф}}$  - эффективное время работы оборудования, час.

$$M_{\text{б}} = 548520 = 460\,080 \text{ т};$$

$$M_{\text{п}} = 838520 = 707\,160 \text{ т}.$$

**Таблица 12 - Расчет годовой производственной мощности**

№ п/п	Показатели	Базовый ва- риант	Проектный- вариант
1	Календарная продолжительность года, сут.	365	365
2	Простои оборудования по графику ППР, сут.	10	10
3	Эффективное время работы оборудования, сут.	355	355
4	Эффективное время работы оборудования, час.	8 520	8 520
5	Часовая производительность оборудования, т/час	54	83
6	Годовая производственная мощность, т	460 080	707 160

### 3.2 Расчет капитальных вложений (инвестиций) по проектируемому варианту

1) Прямые капитальные вложения в основное технологическое оборудование.

**Таблица 13 -Стоимость оборудования**

№	Наименование оборудования	Количество	Стоимость оборудования		Амортизация	
			за единицу	всего	%	т.руб.
1	Смеситель	1	700 000	700 000	15	105 000
	Итого:	1		700 000		105 000

2) Сопутствующие капитальные вложения:

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

доставка	7 % - 49 000 руб
установка фундамента	6 % - 42 000 руб;
обвязка трубопроводов	20 % - 140 000 руб;
монтаж оборудования	15% - 105 000 руб;
монтаж КИПиА	20 % - 140 000руб.

$$З_{\text{мон.об.}} = 49\,000 + 42\,000 + 140\,000 + 105\,000 + 140\,000 = 476\,000 \text{ руб.}$$

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

$$З_{\text{дем.об.}} = (185\,000 \cdot 30) / 100 = 55\,500 \text{ руб.}$$

Выручка от реализации высвобождаемого оборудования (вычитается)

$$V_{\text{реал}} = 185\,000 \text{ руб.}$$

Итого сопутствующие капитальные вложения:

$$K_{\text{соп}} = Z_{\text{мон.об.}} + Z_{\text{дем.об.}} - V_{\text{реал.}} \quad (33)$$

$$K_{\text{соп}} = 476\,000 + 55\,500 - 185\,000 = 346\,500 \text{ руб.}$$

Общая сумма капитальных вложений:

$$K_{\text{общ}} = K_{\text{пр}} + K_{\text{соп}} = 700\,000 + 346\,500 = 1\,046\,500 \text{ руб}$$

где  $K_{\text{пр}}$  - прямые капитальные вложения.

### 3.3 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.

**Таблица 14 -График сменности**

Смены	Часы	Дни месяца														
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
<b>1</b>	7-19	А	Б	В	Г	А	Б	В	Г	А	Б	В	Г	А	Б	В
<b>2</b>	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

Рассчитываем баланс рабочего времени сменных рабочих и рабочих, работающих при пятидневной рабочей неделе[20].

**Таблица 15 -Баланс рабочего времени одного рабочего**

Показатели	Количество	
	При непрерывном графике	Пятидневная рабочая неделя
Календарное время	365	365
Выходные дни	182,5	104
Праздничные дни	0	10
Номинальное время работы	182,5	251
Невыходные дни		
- очередной и дополнительный отпуск	14	24
- ученический отпуск	1	1
- выполнение гос. Обязанностей	0,5	0,5
- по болезни	5	6
Фактическое время работы, дней	162	219,5
<b>Итого часов</b>	<b>1944</b>	<b>1756</b>

## *Расчет штата рабочих*

**Таблица 16 Штаты рабочих цеха**

Группы рабочих	Кол-во смен	Средний-тарифный разряд	Часовая тарифная ставка	Явочное число рабочих		Коэффициент подмены	Списочная численность
				в смену	в сутки		
<b>1. Основные рабочие</b>							
1)Аппаратчик	2	6	4,17	3	6	1,127	7
2)Аппаратчик	2	5	3,38	3	6	1,127	7
3)Аппаратчик	2	4	2,6	3	6	1,127	7
<b>2. Вспомогательные рабочие</b>							
4)Слесарь	1	5	4,43	1	1	1,144	1
5)Слесарь	2	4	3,65	1	2	1,127	7
6)Слесарь	1	4	3,65	1	1	1,144	1
7)Слесарь КИПиА	2	5	4,69	1	2	1,127	7
8)Слесарь КИПиА	1	5	4,69	1	1	1,144	1
<b>Итого:</b>							38

Списочная численность определяется:

$$Ч_{сп} = К \cdot Ч_{я}, \quad (33)$$

где  $Ч_{я}$  - явочная численность рабочих в сутки;

$К$  - коэффициент подмены.

$$К = T_{ном} / T_{эф}, \quad (34)$$

где  $T_{ном}$  - номинальное время работы в год;

$T_{эф}$  - фактическое время работы в год.

$$K_{осн} = 182,5 / 162 = 1,127;$$

$$K_{всп} = 251 / 219,5 = 1,144.$$

### ***Заработная плата рабочих:***

Средневзвешенная тарифная ставка

$$T_{ср} = \frac{\sum (T_{ci} \cdot Ч_i)}{\sum Ч_i}, \quad (35)$$

где  $T_{ci}$  - тарифная ставка рабочих  $i$ -го разряда;  $Ч_i$  - численность рабочих  $i$ -го разряда.

$$T_{ср} = (4,17 \cdot 7 + 3,38 \cdot 7 + 2,6 \cdot 7 + 4,43 \cdot 1 + 3,65 \cdot 7 + 3,65 \cdot 1 + 4,69 \cdot 7 + 4,69 \cdot 1) / 38 = 3,74$$

### ***Оплата по тарифу:***

$$З_{тар} = T_{ср} \cdot T_{факт} \cdot n, \quad (36)$$

где Т<sub>ср.час.</sub> - среднечасовая тарифная ставка;

Т факт - фактическое время работы 1-го рабочего

n - списочная численность рабочих

$$З_{тар1} = 4,17 \cdot 1944 \cdot 7 = 56 \, 745,36 \text{ руб.};$$

$$З_{тар2} = 3,38 \cdot 1944 \cdot 7 = 45 \, 995,04 \text{ руб.};$$

$$З_{тар3} = 2,6 \cdot 1944 \cdot 7 = 35 \, 380,80 \text{ руб.};$$

$$З_{тар4} = 4,43 \cdot 1756 \cdot 1 = 7 \, 779,08 \text{ руб.};$$

$$З_{тар5} = 3,65 \cdot 1944 \cdot 7 = 49 \, 669,20 \text{ руб.};$$

$$З_{тар6} = 3,65 \cdot 1756 \cdot 1 = 6 \, 409,40 \text{ руб.};$$

$$З_{тар7} = 4,69 \cdot 1944 \cdot 7 = 63 \, 821,52 \text{ руб.};$$

$$З_{тар8} = 4,69 \cdot 1756 \cdot 1 = 8 \, 235,64 \text{ руб.}$$

### ***Расчет премии:***

Размер премии рассчитывается исходя из принятого процента (по отношению к зарплате по тарифу) [21].

$$З_{прем} = (З_{тар} \cdot P) / 100, \%, \quad (37)$$

где P- размер премии по премиальному положению, P = 25%.

$$З_{прем1} = (56 \, 745,36 \cdot 25) / 100 = 14 \, 186,34 \text{ руб.};$$

$$З_{прем2} = (45 \, 995,04 \cdot 25) / 100 = 11 \, 498,76 \text{ руб.};$$

$$З_{прем3} = (35 \, 380,80 \cdot 25) / 100 = 8 \, 845,20 \text{ руб.};$$

$$З_{прем4} = (7 \, 779,08 \cdot 25) / 100 = 1 \, 944,77 \text{ руб.};$$

$$З_{прем5} = (49 \, 669,20 \cdot 25) / 100 = 12 \, 417,30 \text{ руб.};$$

$$З_{прем6} = (6 \, 409,40 \cdot 25) / 100 = 1 \, 602,35 \text{ руб.};$$

$$З_{прем7} = (63 \, 821,52 \cdot 25) / 100 = 15 \, 955,38 \text{ руб.};$$

$$З_{прем8} = (8 \, 235,64 \cdot 25) / 100 = 2 \, 058,91 \text{ руб.}$$

### ***Расчет доплат:***

- 1) доплата за работу в праздничные дни.

$$З_{празд} = Т_{ср.час.} \cdot t_{см} \cdot n_{см} \cdot T_{празд} \cdot P_{раб.см.}, \quad (38)$$

где t<sub>см</sub>- продолжительность смены;

n<sub>см</sub>- число смен в сутки;

T<sub>празд</sub> - число праздничных дней в году;

P<sub>раб.см.</sub> - явочная численность рабочих в смену.

$$З_{празд1} = 4,17 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 3 = 3 \, 002,40 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{празд}2} = 3,38 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 3 = 2\,433,6 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{празд}3} = 2,6 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 3 = 1\,872,00 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{празд}5} = 3,65 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 1 = 876,00 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{празд}6} = 4,69 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 1 = 1\,125,60 \text{ руб.}$$

2) доплата за работу в ночное время.

$$З_{\text{ноч}} = (З_{\text{тар}} \cdot 1/3 \cdot Р_{\text{ноч}}) / 100, (39)$$

где 1/3- часть суток, приходящаяся на ночное время;

$Р_{\text{ноч}}$  - размер доплаты за работу в ночное время,  $Р_{\text{ноч}} = 40 \%$ .

$$З_{\text{ноч}1} = (56\,745,1 \cdot 40) / (3 \cdot 100) = 7\,566,05 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{ноч}2} = (45\,995,2 \cdot 40) / (3 \cdot 100) = 6\,132,67 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{ноч}3} = (35\,381,41 \cdot 40) / (3 \cdot 100) = 4\,717,44 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{ноч}5} = (49\,669,01 \cdot 40) / (3 \cdot 100) = 6\,622,56 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{ноч}7} = (63\,822,37 \cdot 40) / (3 \cdot 100) = 8\,509,54 \text{ руб.}$$

**Основной фонд заработной платы:**

$$З_{\text{осн}} = З_{\text{тар}} + З_{\text{прем}} + З_{\text{празд}} + З_{\text{ноч}}, (40)$$

где  $З_{\text{тар}}$  - оплата по тарифу;  $З_{\text{прем}}$  - премия;  $З_{\text{празд}}$  - доплата за работу в праздничные дни;  $З_{\text{ноч}}$  - доплата за работу в ночное время.

$$З_{\text{осн}1} = 56\,745,36 + 14\,186,34 + 3\,002,40 + 7\,566,05 = 81\,500,15 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{осн}2} = 45\,995,04 + 11\,498,76 + 2\,433,60 + 6\,132,67 = 66\,060,07 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{осн}3} = 35\,380,80 + 8\,845,20 + 1\,872,00 + 4\,717,44 = 50\,815,44 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{осн}4} = 7\,779,08 + 1\,944,77 = 9\,723,85 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{осн}5} = 49\,669,20 + 12\,417,30 + 876,00 + 6\,622,56 = 69\,585,06 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{осн}6} = 6\,409,40 + 1\,602,35 = 8\,011,75 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{осн}7} = 63\,821,52 + 15\,955,38 + 1\,125,60 + 8\,509,54 = 89\,412,04 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{осн}8} = 8\,235,64 + 2\,058,91 = 10\,294,55 \text{ руб.}$$

**Оплата дней отпуска:**

$$З_{\text{отп}} = (З_{\text{осн}} \cdot Т_{\text{отп}}) / Т_{\text{эф}}, (41)$$

где  $Т_{\text{отп}}$  - продолжительность отпуска;

$Т_{\text{эф}}$  - фактическое время работы одного рабочего в год, дн.

$$З_{\text{отп}1} = (81\,500,15 \cdot 14) / 162 = 7\,043,22 \text{ руб.};$$

$$З_{\text{отп}2} = (66\,060,07 \cdot 14) / 162 = 5\,708,89 \text{ руб.};$$

$$\begin{aligned}
Z_{отп3} &= (5\,0815,44 \cdot 14) / 162 = 4\,391,46 \text{руб.}; \\
Z_{отп4} &= (9\,723,85 \cdot 24) / 219,5 = 1\,063,20 \text{руб.}; \\
Z_{отп5} &= (69\,585,06 \cdot 14) / 162 = 6\,013,52 \text{руб.}; \\
Z_{отп6} &= (8\,011,75 \cdot 24) / 219,5 = 876,00 \text{руб.}; \\
Z_{отп7} &= (89\,412,04 \cdot 14) / 162 = 7\,726,97 \text{руб.}; \\
Z_{отп8} &= (10\,294,55 \cdot 24) / 219,5 = 1\,125,60 \text{руб.}
\end{aligned}$$

**Оплата выполнения государственных обязанностей:**

$$Z_{гос} = (Z_{осн} \cdot T_{гос}) / T_{эф}, \quad (42)$$

где  $T_{гос}$  - время выполнения гос. обязанностей.

$$\begin{aligned}
Z_{гос1} &= (8\,1500,15 \cdot 0,5) / 162 = 251,54 \text{руб.}; \\
Z_{гос2} &= (66\,060,07 \cdot 0,5) / 162 = 203,89 \text{руб.}; \\
Z_{гос3} &= (50\,815,44 \cdot 0,5) / 162 = 156,84 \text{руб.}; \\
Z_{гос4} &= (9\,723,85 \cdot 0,5) / 219,5 = 22,15 \text{руб.}; \\
Z_{гос5} &= (69\,585,06 \cdot 0,5) / 162 = 214,77 \text{руб.}; \\
Z_{гос6} &= (8\,011,75 \cdot 0,5) / 219,5 = 18,25 \text{руб.}; \\
Z_{гос7} &= (89\,412,04 \cdot 0,5) / 162 = 275,96 \text{руб.}; \\
Z_{гос8} &= (10\,294,55 \cdot 0,5) / 219,5 = 23,45 \text{руб.}
\end{aligned}$$

Оплата ученических отпусков:

$$Z_{уч} = (Z_{осн} * T_{уч}) / T_{эф}, \quad (43)$$

где  $T_{уч}$  - продолжительность ученического отпуска

$$\begin{aligned}
Z_{уч1} &= (81\,500,15 \cdot 1) / 162 = 503,09 \text{руб.}; \\
Z_{уч2} &= (66\,060,07 \cdot 1) / 162 = 407,78 \text{руб.}; \\
Z_{уч3} &= (50\,815,44 \cdot 1) / 162 = 313,68 \text{руб.}; \\
Z_{уч4} &= (9\,723,85 \cdot 1) / 219,5 = 44,30 \text{руб.}; \\
Z_{уч5} &= (69\,585,06 \cdot 1) / 162 = 429,54 \text{руб.}; \\
Z_{уч6} &= (8\,011,75 \cdot 1) / 219,5 = 36,50 \text{руб.}; \\
Z_{уч7} &= (89\,412,04 \cdot 1) / 162 = 551,93 \text{руб.}; \\
Z_{уч8} &= (10\,294,55 \cdot 1) / 219,5 = 46,90 \text{руб.}
\end{aligned}$$

**Дополнительный фонд заработной платы:**

$$Z_{доп} = Z_{отп} + Z_{уч} + Z_{гос}, \text{ где } Z_{отп} (44)$$

где  $Z_{отп}$  - оплата дней отпуска;

$Z_{уч}$  - оплата ученического отпуска;

Згос - оплата дней за выполнение гос. обязанностей.

$$\text{Здоп1} = 7\,043,22 + 503,09 + 251,54 = 7\,797,85 \text{руб.};$$

$$\text{Здоп2} = 5\,708,89 + 407,78 + 203,89 = 6\,320,56 \text{руб.};$$

$$\text{Здоп3} = 4\,391,46 + 313,68 + 156,84 = 4\,861,98 \text{руб.};$$

$$\text{Здоп4} = 1\,063,20 + 44,30 + 22,15 = 1\,129,65 \text{руб.};$$

$$\text{Здоп5} = 6\,013,52 + 429,54 + 214,77 = 6\,657,83 \text{руб.};$$

$$\text{Здоп6} = 876,00 + 36,50 + 18,25 = 930,75 \text{руб.};$$

$$\text{Здоп7} = 7\,726,97 + 551,93 + 275,96 = 8\,554,86 \text{руб.};$$

$$\text{Здоп8} = 1\,125,60 + 46,90 + 23,45 = 1\,195,95 \text{руб.}$$

**Годовой фонд заработной платы:**

$$\text{Згод} = \text{Зосн} + \text{Здоп} \quad (45)$$

$$\text{Згод1} = 81\,500,15 + 7\,797,85 = 89\,298,00 \text{руб.};$$

$$\text{Згод2} = 66\,060,07 + 6\,320,56 = 72\,380,63 \text{руб.};$$

$$\text{Згод3} = 50\,815,44 + 4\,861,98 = 55\,677,42 \text{руб.};$$

$$\text{Згод4} = 9\,723,85 + 1\,129,65 = 10\,853,50 \text{руб.};$$

$$\text{Згод5} = 69\,585,06 + 6\,657,83 = 76\,242,89 \text{руб.};$$

$$\text{Згод6} = 8\,011,75 + 930,75 = 8\,942,50 \text{руб.};$$

$$\text{Згод7} = 89\,412,04 + 8\,554,86 = 97\,966,90 \text{руб.};$$

$$\text{Згод8} = 10\,294,55 + 1\,195,95 = 11\,490,50 \text{руб.}$$

**Отчисления на социальное страхование**

$$\text{Ос} = (\text{3 год} \cdot \text{Ко.с.}) / 100, \quad (46)$$

где Ко.с. - процент отчислений на страхование % (К о.с. = 39,5 %).

$$\text{Ос1} = (89\,298,00 \cdot 39,5) / 100 = 35\,272,71 \text{руб.};$$

$$\text{Ос2} = (72\,380,63 \cdot 39,5) / 100 = 28\,590,35 \text{руб.};$$

$$\text{Ос3} = (55\,677,42 \cdot 39,5) / 100 = 21\,991,58 \text{руб.};$$

$$\text{Ос4} = (10\,853,50 \cdot 39,5) / 100 = 4\,287,13 \text{руб.};$$

$$\text{Ос5} = (76\,242,89 \cdot 39,5) / 100 = 30\,115,94 \text{руб.};$$

$$\text{Ос6} = (8\,942,50 \cdot 39,5) / 100 = 3\,532,29 \text{руб.};$$

$$\text{Ос7} = (97\,966,90 \cdot 39,5) / 100 = 38\,696,93 \text{руб.};$$

$$\text{Ос8} = (11\,490,50 \cdot 39,5) / 100 = 4\,538,75 \text{руб.}$$

### 3.4 Организация управления производством

Таблица 17 - Штаты и расчет заработной платы ИТР, служащих.

Категориира- ботников	Списоч- наячис- ленность	Месячный оклад од- ногора- ботника	Годовой фонд зар- платы по окладам	Доплаты за работы в праздничные дни, ночное время	Премии- ит.руб. (45 %)	Всего за- работной платы в год, т. руб.	Отчис- ления на соцстрах.
1 Начальник цеха	1	28 500	34 200	57 000	12 825	342 000	20 939
2 Заместитель- начальника цеха	1	22 500	27 000	45 000	10 125	270 000	16 531
3 Начальник отделения	1	19 000	22 800	38 000	8 550	228 000	13 959
4 Механик	4	12 500	60 000	100 000	22 500	600 000	36 735
5 Старший ма- стер смены	6	11 500	82 800	138 000	31 050	828 000	50 694
Итого	13	94 000	226 800	378 000	85 050	2 268 000	138 858

#### Расчет годового фонда заработной платы ИТР и служащих.

$$3 \text{ год.ИТР} = \text{Ок} \cdot 12 \cdot 4 \text{ сп} \quad (47)$$

где Ок - размер месячного оклада;

12 - количество месяцев в году;

Чсп - списочная численность.

### 3.5 Расчет себестоимости продукции.

Таблица 18 - 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
<b>1. Сырье</b>							
1) Метан	нм <sup>3</sup> /ч	629	632	470,27	470,27	295 800	297 210
2) Азот	нм <sup>3</sup> /ч	20	20	476,20	467,20	9 344	9 344
3) Аммиак жидкий	кг	8,98	8,98	896,57	896,57	8 052	8 051
4) Алюмохромовый ка-	кг	0,03	0,033	15 000	15 000	450	495
<b>Итого сырья:</b>						<b>313 645</b>	<b>315 100</b>
<b>2. Вспомогательные материалы:</b>							
1) Каптакс технический	кг	2,9	2,8	705,4	705,4	2 045	1 975
<b>Итого вспомогатель-</b>						<b>2 045</b>	<b>1 975</b>
<b>Итого:</b>						<b>315 672</b>	<b>317 012</b>

**Таблица 19 - 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
1) электроэнергия	кВт/ч	194	192	531,12	531,12	103 037	101 975
2) пар	Гкал	16,5	14	118,70	118,70	1 958,55	1 660
3) вода речная	м <sup>2</sup>	2,5	2,5	1,01	1,01	2,525	2,525
4) вода химвискозная	м <sup>2</sup>	3,62	4,62	12,43	12,43	45	57,42
<b>Итого</b>						<b>105 043</b>	<b>103 695</b>

***Расчет по заработной плате основных производственных рабочих.***

Основная заработная плата на 1 тонну продукции:

$$З_{осн} \text{ на 1 тонну} = 3 \text{ осн} / М \quad (48)$$

$$3 \text{ осн на 1 тонну Б} = 198\,375,66 / 460\,080 = 0,43 \text{ руб./т}$$

$$3 \text{ осн на 1 тонну П} = 198\,375,66 / 707\,160 = 0,28 \text{ руб./т}$$

Дополнительная заработная плата:

$$З_{доп} \text{ на 1 тонну} = 3 \text{ доп} / М \quad (49)$$

$$3 \text{ доп на 1 тонну Б} = 18\,980,39 / 460\,080 = 0,041 \text{ руб./т}$$

$$3 \text{ доп на 1 тонну П} = 18\,980,39 / 707\,160 = 0,026 \text{ руб./т}$$

Отчисления на социальное страхование:

$$О \text{ с на 1 тонну} = О \text{ с} / М \quad (50)$$

$$О \text{ с на 1 тонну Б} = 85\,855,64 / 460\,080 = 0,18 \text{ руб./т}$$

$$О \text{ с на 1 тонну П} = 85\,855,64 / 707\,160 = 0,12 \text{ руб./т}$$

**Таблица 20 - Расчет расходов на содержание и эксплуатацию оборудования**

Наименование статей	Сумма, тыс. руб.	
	базовый вариант	проектный вариант
1. Амортизация оборудования	55 000,00	160 000,00
2. Текущий ремонт и содержание оборудования	2 335 860,35	1 525 609,74
3. Износ и восстановление инструментов	3 300,00	9 600,00
4. Прочие расходы	550,00	1 600,00
<b>Итого</b>	<b>2 394 710,35</b>	<b>1 696 809,74</b>
Производственная мощность	20 022,00	20 248,00
Затраты на 1 тонну	119,60	83,80

### **Расчет цеховых расходов.**

Статьи расходов:

- 1) статья 1 «Содержание цехового персонала» включает заработную плату и отчисления на соцстрахование ИТР, служащих и вспомогательных рабочих цеха;
- 2) статья 2 «Амортизация зданий» по данным сметы цеховых расходов базового предприятия;
- 3) статья 3 «Содержание зданий» аналогично статье 2;
- 4) статья 4 «Затраты на рационализацию, опыты, исследования» по данным предприятия 0,5 % от статьи 1;
- 5) статья 5 «Затраты на охрану труда» - 10-20 % от зарплаты всех работающих;
- 6) статья 6 «Прочие расходы» - 0,5 % от суммы расходов по статьям 1-5.

**Таблица 21 -Цеховые расходы**

Наименование статей расхода	Сумма, тыс. руб.
1. Содержание цехового персонала	777 065,33
2. Амортизация зданий	2 885 355,00
3. Содержание зданий	607,23
4. Затраты на рационализацию, опыты, исследования	3 885,33
5. Затраты на охрану труда	77 439,23
6. Прочие расходы	18 721,76
Итого	3 763 073,88

Затраты на 1 тонну продукции

$$\text{Нц на 1 тонну} = 3 \text{ сум/М} \quad (51)$$

$$\text{Нц на 1 тонну Б} = 3\,763\,073,88 / 460\,080 = 8,18 \text{ руб./т}$$

$$\text{Нц на 1 тонну П} = 3\,763\,073,88 / 707\,160 = 5,32 \text{ руб./тIII}$$

**Таблица 22 -Сравнительный анализ себестоимости 1 тонны продукции базового и проектного вариантов**

№ п/п	Наименование статей	Базовый вариант	Проектный вариант	Отклонение
1	Сырье и основные материалы	313 645	315 100	- 1 455
2	Вспомогательные материалы	2 045	1 975	70
3	Энергоресурсы	105 043	103 695	1 348
4	Основная заработная плата	0,43	0,28	0,15
5	Дополнительная заработная плата	0,041	0,026	0,015
6	Отчисления на соцстрах	0,18	0,12	0,06
7	Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования	119,60	83,80	35,80
8	Цеховые расходы	187,95	185,85	2,10
9	Цеховая себестоимость	421 041,2	421	1,2

### **3.6 Расчет экономической эффективности.**

1. Ожидаемая прибыль (условно-годовая экономия) от снижения себестоимости продукции определяется по формуле (52):

$$\text{Пр.ож} = (C_1 - C_2) \cdot M, \quad (52)$$

где  $C_1$ - себестоимость 1 тонны продукции по базовому варианту;

$C_2$ - себестоимость 1 тонны продукции по проекту;

$M$  - производственная мощность по проекту.

$$\text{Прож} = 1,2 \cdot 707\,160 = 848\,592 \text{ руб.}$$

2. Налог на прибыль

$$\text{Н пр} = (\text{Прож} \cdot K_{\text{нал}}) / 100, \quad (53)$$

где  $K_{\text{нал}}$  - процент налога на прибыль (24 %).

$$\text{Н пр} = 848\,592 \cdot 24 / 100 = 203\,662 \text{ руб.}$$

3. Чистая ожидаемая прибыль:

$$\text{Пр чист} = \text{Прож} - \text{Н пр} \quad (54)$$

$$\text{Пр чист} = 848\,592 - 203\,662 = 644\,930 \text{ руб.}$$

4. Срок окупаемости капитальных вложений (инвестиций)

$$\text{Ток} = K_{\text{общ.пр}} / \text{Пр чист}, \quad (55)$$

где К общ.пр. - капитальные вложения (инвестиции), необходимые на проектирование, приобретение оборудования, инструментов и т.п.;

$$\text{Ток} = 1\,046\,500 / 644\,930 = 1,62 \text{ лет}$$

5. Используя методы дисконтирования в пределах принятого горизонта расчета ( $T = 2$ , исходя из полных временных промежутков), рассчитываем текущую стоимость будущих денежных доходов (денежных потоков), приведенных к текущему времени (времени начала осуществления проекта) через коэффициент дисконтирования, определяемый для постоянной нормы дисконта  $E=0,15$

$$a_t = \frac{1}{(1+E)^t} \quad (56)$$

где  $t$ - номер шага ( $t= 1; 2$ );  $T$ - горизонт расчета.

$$\text{Для 1 года} - a_t = 1 = \frac{1}{1+0,15^1} = 0,870.$$

$$\text{Для 2 года} - a_t = 2 = \frac{1}{1+0,15^2} = 0,756.$$

Общий доход (чистая прибыль) за 2 года:

$$\text{Д общ} = \text{Прчист.общ.} = (\text{Прчист} \cdot a_t) \quad (57)$$

$$\text{Д общ} = \text{Прчист.общ.} = 644\,930 \cdot 0,870 + 644\,930 \cdot 0,756 = 1\,048\,632,7 \text{ руб.}$$

6. Чистый дисконтированный доход (ЧДД) или интегральный экономический эффект составит:

$$\text{ЧДД} = \text{Эинт} = \text{Д общ} - \text{К общ.пр.} \quad (58)$$

$$\text{ЧДД} = 1\,048\,632,7 - 1\,046\,500 = 2\,132,7 \text{ руб.}$$

Поскольку  $\text{ЧДД} > 0$ , проект является эффективным (при данной норме дисконта). Инвестору выгоднее вложить денежные средства в наш проект на два года, чем положить эти средства на депозит. [22]

Не смотря на то, что срок окупаемости составляет 1,62 года, расчет общего дохода, а также чистого дисконтированного дохода производился, исходя из горизонта расчета, равного 2 годам, поскольку расчет прибыли за такой короткий промежуток времени, как 0,62 года, является экономически не целесообразным

**Таблица 23 - Техничко-экономические показатели**

№ п/п	Показатели	Единицы измерения	Базовый вариант	Проектный вариант	Отклонения
1	Производственная мощность	т/год	460 080	707 160	247 080
2	Полная Себестоимость продукции	руб/т	421 041,2	421 040	1,2
3	Условно-годовая экономия			848 592	
4	Капитальные вложения			1 046 500	
5	Чистая прибыль			644 930	
6	Интегральный Экономический эффект			2 132,7	
7	Срок окупаемости (без дисконтирования)			1,62	

Проект является эффективным (при данной норме дисконта). Инвестору выгоднее вложить денежные средства в наш проект на два года, чем положить эти средства на депозит.

Срок окупаемости составляет 1,62 года. Также проект снижает затраты на последующее обслуживание нового четырехканального смесителя по сравнению с базовым двухканальным смесителем. Также можно отметить небольшую экономию энергоресурсов.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Рассмотренные материалы позволяют сделать следующие выводы:

1. Из всех существующих схем синтеза АВС, наиболее применимой для дальнейшей модернизации является схема крупнотоннажного производства, высокого давления (1360 т/сутки).

2. Применение нового катализатора на вторичном риформинге позволило уменьшить слой катализатора до двух метров, что освобождает возможное пространство в реакторе для частичной реализации в нем реакций термического кислородного крекинга метана.

3. В реакторе вторичного риформинга можно организовать комбинированный вариант процесса:

4. В верхней пустой области реактор проводить кислородно-термический крекинг метана с возможностью дополнительного образования водорода в пределах 15- 30% от существующего и последующего каталитического превращения остаточного метана контактного газа в водород.

5. Предложенная конструкция 4-х канального смесителя подтверждают возможность реализации данного варианта в действующем агрегате.

6. Такая организация процесса позволит получать АВС в объеме, достаточного для производства до 2,0 тыс. т. м<sup>3</sup>/сутки.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Бахшиян, Ц.А. Трубчатые печи с излучающими стенами топок / Ц.А. Бахшиян.- М., ГОСИНТИ, 1960.
2. Щукин, В.П.«Расчёт двухступенчатой паровоздушной конверсии метана» / В.П. Щукин, М.А. Лебедев, 1992
3. Лашинский, А-А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лашинский. А.Р. Толчивский.- М.: Машиностроение, 1970. - 752 с.
4. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств.Примеры и задачи / под ред. М.Ф. Михалева.- Л.: Машиностроение, 1984.-301 с.
5. Зигель Р., Хауэлл Дж. Теплообмен излучением, М., “Мир”, 1975.
6. Пелих А.С. Экономика предприятия. Учебное пособие / А.С. Пелих, В.М. Джуха, И.И. Боков и др. Ростов н/Д: Феникс, 2002. - 328 с.
7. Садчиков И.А. Экономика химической отрасли. Учебное пособие для вузов / И.А. Садчиков, В.Е. Сомов, М.Л. Колесов, В.А. Балукова. Под ред. И.А. Садчикова. - СПб.: Химиздат, 2000. - 384 с.
8. Шушкина Ж.В. Методические указания к экономическому обоснованию курсовых и дипломных проектов / Ж.В. Шушкина. - Тольятти:Изд-во ТолПИ, 1997. - 28 с.
9. Казиев В. М. Введение в анализ, синтез и моделирование систем [Электронный ресурс] : [учебное пособие ] / В. М. Казиев. - 2-е изд., испр. - Москва : ИНТУИТ, 2016. - 270 с. - (Основы информационных технологий).
10. Рогачев А. С.Горение для синтеза материалов [Электронный ресурс] : Введение в структурную макрокинетику : [монография] / А. С. Рогачев, А. С. Мукасян. - Москва : ФИЗМАТЛИТ, 2013. - 398 с.
11. Буданов В. В. Химическая кинетика [Электронный ресурс] : учеб. пособие / В. В. Буданов, О. В. Лефедова ; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. - Иваново : [ИГХТУ], 2011. - 177 с. : ил.
12. Общая химическая технология [Электронный ресурс] : методология проектирования химико-технологических процессов : учебник / И. М. Куз-

нецова [и др.] ; под ред. Х. Э. Харлампи. - Изд. 2-е, перераб. - Санкт-Петербург : Лань, 2013. - 447 с. : ил.

13. Гумеров А. М. Математическое моделирование химико-технологических процессов [Электронный ресурс] : учеб. пособие / А. М. Гумеров. - Изд. 2-е, перераб. - Санкт-Петербург : Лань, 2014. - 176 с. : ил.

14. Практическая химическая кинетика [Электронный ресурс] : Химическая кинетика в задачах с решениями : учеб. пособие / под общ. ред. М. Я. Мельникова. - Москва : Моск. гос. ун-т им. М. В. Ломоносова, 2006. - 591 с. : ил.

15. Высокотемпературные теплообменные аппараты : труды Горьковского политехн. ин-та им. А. А. Жданова : [сборник тр.]. Т. 31. Вып. 13 / [отв. ред. В. М. Будов]. - Горький : [б. и.], 1975. - 58 с.

16. Садчиков И.А. Экономика химической отрасли. Учебное пособие для вузов / И.А. Садчиков, В.Е. Сомов, М.Л. Колесов, В.А. Балуква. Под ред. И.А. Садчикова. – СПб.: Химиздат, 2000. – 384 с.

17. Архипов Г. В. Автоматическое регулирование поверхностных теплообменников / Г. В. Архипов. - Москва : Энергия, 1971. - 304 с. : ил. - Библиогр.: с. 301. - 19-39.

18. Антикайн П. А. Рекуперативные теплообменные аппараты / П. А. Антикайн, М. С. Аронович, А. М. Бакластов. - Москва ; Ленинград : Госэнергоиздат, 1962. - 231 с.

19. Адушкин, В.В. Расчет безопасных расстояний при газовом взрыве в атмосфере. Сборник Взрывное дело / В.В. Адушкин, С.М. Кочарго, А.Г. Лялин. – М.: Недра, 1975.(29)

20. Афанасьев Н. Д. Процессы и аппараты химической технологии : лаб. практикум / Н. Д. Афанасьев; ТГУ ; каф. "Машины и аппараты хим. и пищевых производств и предприятий строит. материалов". - ТГУ. - Тольятти : ТГУ, 2007. - 66 с. : ил.

21. Афанасьев Н. Д. Процессы и аппараты химической технологии : учеб.-метод. пособие по выполнению курсового проекта / Н. Д. Афанасьев; ТГУ ; каф. "Машины и аппараты химических и пищевых производств и предприятий строит. материалов". - ТГУ. - Тольятти : ТГУ, 2007. - 20 с.

22. Коровин Н. В. Общая химия : учеб. для вузов / Н. В. Коровин. - 2-е изд., испр. и доп. ; Гриф МО. - Москва : Высш. шк., 2000. - 557 с. : ил. - Библиогр.: с. 546. - Предм. указ.: с. 547-558. - Победитель конкурса учеб
23. Усачева Т. С. Общая химическая технология полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / Т. С. Усачева, В. А. Козлов ; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. - Иваново : [ИГХТУ], 2012. - 238 с. : ил.
24. Анализ продуктов производства синтетических каучуков / Всесоюз. науч.-исслед. ин-т синтет. каучука им. акад. С.В. Лебедева "ВНИИСК" ; авт.-сост.: Н. А. Исакова [и др.] ; под ред. И.В. Гармонова. - Москва ; Ленинград : Химия, 1964. - 316 с.
25. Дытнерский, Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Ю.И. Дытнерский – М.: 1991, - 494с. (7)
26. Двухфазные потоки и вопросы теплообмена / [отв. ред. И. Т. Аладьев]. - Москва : Наука, 1970. - 159 с. : ил.
27. Дианов В. Г. Автоматизация производственных процессов нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности : [учеб. пособие] / В. Г. Дианов. - Москва :
28. Крамерс, Х. Химические реакторы/ Х. Крамерс, К. Вестертерп. – М.: Химия, 1977. - 504с. (3)
29. Контактные теплообменники / Е. И. Таубман [и др.]. - Москва : Химия, 1988. - 256 с. : ил.
30. Краснов В. И. Ремонт теплообменников / В. И. Краснов, М. З. Максименко. - Москва :
31. Корсаков-Богатков С. М. Химические реакторы как объекты математического моделирования / С. М. Корсаков-Богатков. - Москва : Химия, 1967. - 223 с. : ил.
32. Крючков А. П. Каучук : науч.-попул. очерк / А. П. Крючков. - Москва ; Ленинград : Химия, 1965. - 104 с. : ил. - Библиогр.: с. 99-100. - Прил.: с. 101-104.
33. Колебательные спектры и молекулярные процессы в каучуках : [сборник статей] / ВНИИСК. - Москва ; Ленинград : Химия, 1965. - 150 с.
34. Крючков А. П. Общая технология синтетических каучуков : учеб.

для проф.-техн. учеб. заведений / А. П. Крючков. - 4-е изд., перераб. и доп. - Москва : Химия, 1969. - 557 с. : ил. - Библиогр.: с. 545-547. - Предм. указ.: с. 548-557. - 19-39.

35. Крючков А. П. Общая технология синтетических каучуков : учеб. для ПТУ / А. П. Крючков. - Изд. 3-е, перераб. и доп. - Москва ; Ленинград : Химия, 1965. - 470 с. : ил.

36. Кирпичников П. А. Химия и технология синтетического каучука : учеб. пособие для студентов хим.-технол. специальностей вузов / П. А. Кирпичников, Л. А. Аверко-Антонович, Ю. О. Аверко-Антонович. - Ленинград : Химия, 1970. - 527 с. : ил.

37. Лебедев, И.И. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза / И.И. [13]Лебедев - М.: Химия, 1981, - 590с.(21)

38. Общие правила взрывобезопасности для взрывопожарных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств, – М.: Госгортехнадзор России, 2003. - 108 с.

39. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для техникумов / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. - Изд. 5-е, стер. - Москва : Химия, 1968. - 847 с.

40. Процессы и аппараты химической технологии. Т. 15 / Гос. ком. СССР по науке и технике ; АН СССР ; ВИНТИ ; [гл. ред. А. И. Михайлов] ; науч. ред. В. В. Кафаров. - Москва : ВИНТИ, 1987. - 160 с. : ил

41. Процессы и аппараты химической технологии : лабораторный практикум : учеб. пособие / А. И. Ершов [и др.]; под ред. А. И. Ершова. - Минск : Университетское, 1988. - 173 с. - Библиогр.: с. 164. - Прил.: с. 165-172

42. Процессы и аппараты химической технологии. Т. 16 / Гос. ком. СССР по науке и технике ; АН СССР ; ВИНТИ ; [гл. ред. А. И. Михайлов] ; науч. ред. В. В. Кафаров. - Москва : ВИНТИ, 1988. - 182 с. : ил.

43. Процессы и аппараты химической технологии. Т. 10 / Гос. ком. СССР по науке и технике ; АН СССР ; ВИНТИ ; [гл. ред. А. И. Михайлов] ; науч. ред. В. В. Кафаров. - Москва : ВИНТИ, 1982. - 170 с. : ил.

44. Розловский А. И. Научные основы техники взрывобезопасности при работе с горючими газами и парами / А. И. Розловский. - Москва : Химия,

1972. - 364, [1] с. : ил.

45. Сагань И. И. Борьба с накипеобразованием в теплообменниках / И. И. Сагань, Ю. С. Разладин. - Киев : Техніка, 1986. - 134 с. : ил.

46. Справочник химика, I том, Л.: Химия, 1966, - 1070 с.(12)

47. Смирнов, В.П. - Свойства синтетического цис-1,4-полиизопрена, содержащего в полимерной цепи гидроксильные группы / В.П. Смирнов // Каучук и резина - 1975. - №9, - С. 5-7.(16)

48. Кулезнев В.Н. Химия и физика полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / В. Н. Кулезнев, В. А. Шершнев. - Изд. 3-е, испр. - Санкт-Петербург : Лань, 2014. - 367 с. : ил.

49. Наноструктуры в полимерах [Электронный ресурс] : учеб.пособие / сост. Г. Н. Федотов, А. Ф. Гордова. - Москва : МГПУ, 2013. - 98 с.

50. Габриелян О. С. Практикум по общей, неорганической и органической химии : учеб. пособие для студ. образоват. учреждений сред. проф. образования / О. С. Габриелян, И. Г. Остроумов, Н. М. Дорофеева. - 5-е изд., стер. ; Гриф МО. - М. : Академия, 2011. - 254 с. : ил. - (Среднее профессиональное образование). - Библиогр.: с. 243. - Прил.: с. 224-242.

51. Регулярная и хаотическая динамика, 2013; Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2013. - 335 с. :

52. Павлов Н. Н. Общая и неорганическая химия : учеб. для вузов / Н. Н. Павлов. - 2-е изд., перераб. и доп. ; Гриф МО. - М. : Дрофа, 2002. - 447 с. : ил. - (Высшее образование). - Библиогр.: с. 437. - Предм.-имен. указ.: с. 438-444.

53. Кулезнев В.Н. Химия и физика полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / В. Н. Кулезнев, В. А. Шершнев. - Изд. 3-е, испр. - Санкт-Петербург : Лань, 2014. - 367 с. : ил.

54. Наноструктуры в полимерах [Электронный ресурс] : учеб.пособие / сост. Г. Н. Федотов, А. Ф. Гордова. - Москва : МГПУ, 2013. - 98 с.

55. Неорганическая химия. Химия элементов [Электронный ресурс] : учебник. [В 2 т.]. Т. 1 / Ю. Д. Третьяков [и др.]. - 2-е изд., перераб. и доп. ; Гриф МО. - М. : Изд-во МГУ : Академкнига, 2007. - 537 с. : ил. - (Классический университетский учебник). - Электронно-библиотечная система "Библиотех".

56. Неорганическая химия. Химия элементов [Электронный ресурс] :

учебник. [В 2 т.]. Т. 2 / Ю. Д. Третьяков [и др.]. - 2-е изд., перераб. и доп. ; Гриф МО. - М. : Изд-во МГУ : Академкнига, 2007. - 670 с. : ил. - (Классический университетский учебник).

57. Броунштейн Б. И. Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах / Б. И. Броунштейн, В. В. Щеголев. - Ленинград : Химия, 1988. - 336 с. : ил.

58. Быстров П. И. Гидродинамика коллекторных теплообменных аппаратов / П. И. Быстров, В. С. Михайлов. - Москва : Энергоиздат, 1982. - 224 с. : ил.

59. Усачева Т. С. Общая химическая технология полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / Т. С. Усачева, В. А. Козлов ; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. - Иваново : [ИГХТУ], 2012. - 238 с. : ил.

60. Химическая технология органических веществ. Часть 3: Учебное пособие Автор/создатель: Субочева М.Ю., Ликсутина А.П., Колмакова М.А., Дегтярев А.А. Год: 2009.

61. Кухарский М. Лабораторные работы по химии и полимерных материалов. Учебник для ВУЗов. / М. Кухарский, Я. Линдеман, Я. Мальчевский, Т. Рабек.- М.:1965. -394 с.

62. Платэ А.Ф. Органические реакции. Учебник для ВУЗов. / А.Ф. Платэ, И.Ф. Луценко. - М.: Мир, 1965. - 503 с.

## ПРИЛОЖЕНИЕ

### Приложение 1

**Таблица 1 - Состав равновесной газовой смеси при взаимодействии метана с водяным паром**

Температура, °С	Давление, ат	Степень пре- вращения, %		Состав сухого кон. газа, %				Влажность кон. газа, объем Н <sub>2</sub> О
		СН <sub>4</sub>	СО	СО <sub>2</sub>	СО	Н <sub>2</sub>	СН <sub>4</sub>	
<b>СН<sub>4</sub>:Н<sub>2</sub>О– 1:2</b>								
400	1	23,0	21,7	11,6	0,3	46,9	41,2	0,827
527	1	40,9	31,5	12,3	3,7	60,7	23,3	0,502
	5	22,05	19,8	10,5	1,5	46,6	41,3	0,842
627	1	73,4	33,0	0,3	11,4	71,7	7,6	0,264
	5	42,8	27,7	10,8	5,9	61,0	22,3	0,506
	10	32,9	23,7	10,7	4,1	55,1	30,1	0,645
	20	25,1	19,7	10,0	2,9	48,7	38,4	0,795
	30	21,4	17,4	9,6	2,3	44,9	43,2	0,887
727	1	95,8	24,9	6,1	17,2	75,6	1,1	0,192
	5	71Д	26,4	7,8	13,2	70,5	8,5	0,302
	10	56,6	25,7	8,7	10,5	66,1	14,7	0,399
	20	43,7	23,5	9,3	7,9	60,7	22,1	0,522
	30	37,3	22,1	9,4	6,6	57,	26,7	0,600
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
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

Продолжение таблицы 1

Температура, °С	Давление, ат	Степень пре- вращения, %		Состав сухого кон. газа, %				Влажность кон. газа, объем Н <sub>2</sub> О
		СН <sub>4</sub>	СО	СО <sub>2</sub>	СО	Н <sub>2</sub>	СН <sub>4</sub>	
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
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
<b>СН<sub>4</sub>:Н<sub>2</sub>О– 1:4</b>								
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	1Д	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

CH <sub>4</sub> :H <sub>2</sub> O– 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

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии CH<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав конгаза	на выходе с 1-го риформинга		перед катализа- тором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	94200	39.4	70634	24.9	112292	36.2
CO	13456	5.6	13456	4.8	25665	8.3
CO <sub>2</sub>	14198	5.9	14198	5.0	15455	5.0
CH <sub>4</sub>	13986	5.9	13986	4.9	519	0.2
H <sub>2</sub> O	102628	42.9	126194	44.6	111469	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.2	43956	15.5	43956	14.2
Ar	160	0.1	749	0.3	749	0.2
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ):N <sub>2</sub>	820		1231		980 3.14	

Результаты печатать ( Y / N )?

Рисунок 1 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от подачи метана

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии CH<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав конгаза	на выходе с 1-го риформинга		перед катализа- тором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	75000	26.5	113139	36.7
CO	14291	5.9	14291	5.0	25800	8.4
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	5.1	15297	5.0
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	12955	4.6	543	0.2
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	123890	43.7	110576	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.1	41966	14.8	41966	13.6
Ar	160	0.1	722	0.3	722	0.2
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ):N <sub>2</sub>	820		1211		980 3.31	

Результаты печатать ( Y / N )? ..

Рисунок 2 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от давления

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии CH<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав конгаса	на выходе с 1-го риформинга		перед катализатором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	75000	26.5	113139	36.7
CO	14291	5.9	14291	5.0	25800	8.4
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	5.1	15297	5.0
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	12955	4.6	543	0.2
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	123890	43.7	110576	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.1	41966	14.8	41966	13.6
Ar	160	0.1	722	0.3	722	0.2
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ):N <sub>2</sub>	820		1211		980 3.31	

Результаты печатать ( Y / N )? \_

Рисунок 3 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от соотношения пар:газ

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии CH<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав конгаса	на выходе с 1-го риформинга		перед катализатором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	75000	26.5	113139	36.7
CO	14291	5.9	14291	5.0	25800	8.4
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	5.1	15297	5.0
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	12955	4.6	543	0.2
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	123890	43.7	110576	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.1	41966	14.8	41966	13.6
Ar	160	0.1	722	0.3	722	0.2
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ):N <sub>2</sub>	820		1211		960 3.31	

Результаты печатать ( Y / N )?

Рисунок 4 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от температуры

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии СН<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав газа	на выходе с 1-го риформинга		перед катализатором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	75156	26.6	113258	36.8
CO	14291	5.9	14291	5.1	25818	8.4
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	5.1	15275	5.0
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	12955	4.6	548	0.2
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	123734	43.7	110446	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.1	41676	14.7	41676	13.5
Ar	160	0.1	718	0.3	718	0.2
Т. газы С	820		1212		980	
CO + H <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>					3.34	

Результаты печатать ( Y / N )? ..

Рисунок 5 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от температуры воздуха вторичного риформинга

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии СН<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав газа	на выходе с 1-го риформинга		перед катализатором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	75592	26.8	113602	37.0
CO	14291	5.9	14291	5.1	25870	8.4
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	5.1	15213	5.0
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	12955	4.6	558	0.2
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	123298	43.7	110083	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.1	40871	14.5	40871	13.3
Ar	160	0.1	707	0.3	707	0.2
Т. газы С	820		1212		980	
CO + H <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>					3.41	

Результаты печатать ( Y / N )?

Рисунок 6 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от температуры воздуха КГ на выходе

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии СН<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав конгаза	на выходе с 1-го риформинга		перед катализатором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	75592	26.8	113602	37.0
CO	14291	5.9	14291	5.1	25870	8.4
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	5.1	15213	5.0
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	12955	4.6	558	0.2
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	123298	43.7	110083	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.1	40871	14.5	40871	13.3
Ar	160	0.1	707	0.3	707	0.2
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ):N <sub>2</sub>	820		1212		980 3.41	

Результаты печатать ( Y / N )?

Рисунок 7 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от температуры КГ перед катализатором

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии СН<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав конгаза	на выходе с 1-го риформинга		перед катализатором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	75258	26.6	113359	36.8
CO	14291	5.9	14291	5.1	25977	8.4
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	5.1	15155	4.9
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	12955	4.6	508	0.2
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	123632	43.7	110425	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.1	41489	14.7	41489	13.5
Ar	160	0.1	716	0.3	716	0.2
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ):N <sub>2</sub>	820		1218		985 3.36	

Результаты печатать ( Y / N )?

Рисунок 8 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от выходной температуры КГ вторичного риформинга

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии CH<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав конгаза	на выходе с 1-го риформинга		перед катализатором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	75194	26.6	113476	36.9
CO	14291	5.9	14291	5.1	26035	8.5
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	5.1	15156	4.9
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	12955	4.6	448	0.1
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	123696	43.7	110428	35.9
N <sub>2</sub>	360	0.1	41607	14.7	41607	13.5
Ar	160	0.1	717	0.3	717	0.2
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ):N <sub>2</sub>	820		1220		985 3.35	

Результаты печатать ( Y / N )? \_

Рисунок 9 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от давления вторичного риформинга

Равновесный материальный баланс паровоздушной конверсии CH<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

Состав конгаза	на выходе с 1-го риформинга		перед катализатором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	57773	17.4	145086	37.4
CO	14291	5.9	14291	4.3	38865	10.0
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	4.3	17792	4.6
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	28955	8.7	983	0.3
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	141117	42.6	109748	28.3
N <sub>2</sub>	360	0.1	73836	22.3	73836	19.1
Ar	160	0.1	1153	0.3	1153	0.3
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ):N <sub>2</sub>	820		1435		985 2.49	

Результаты печатать ( Y / N )?

Рисунок 10 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от подачи дополнительного метана

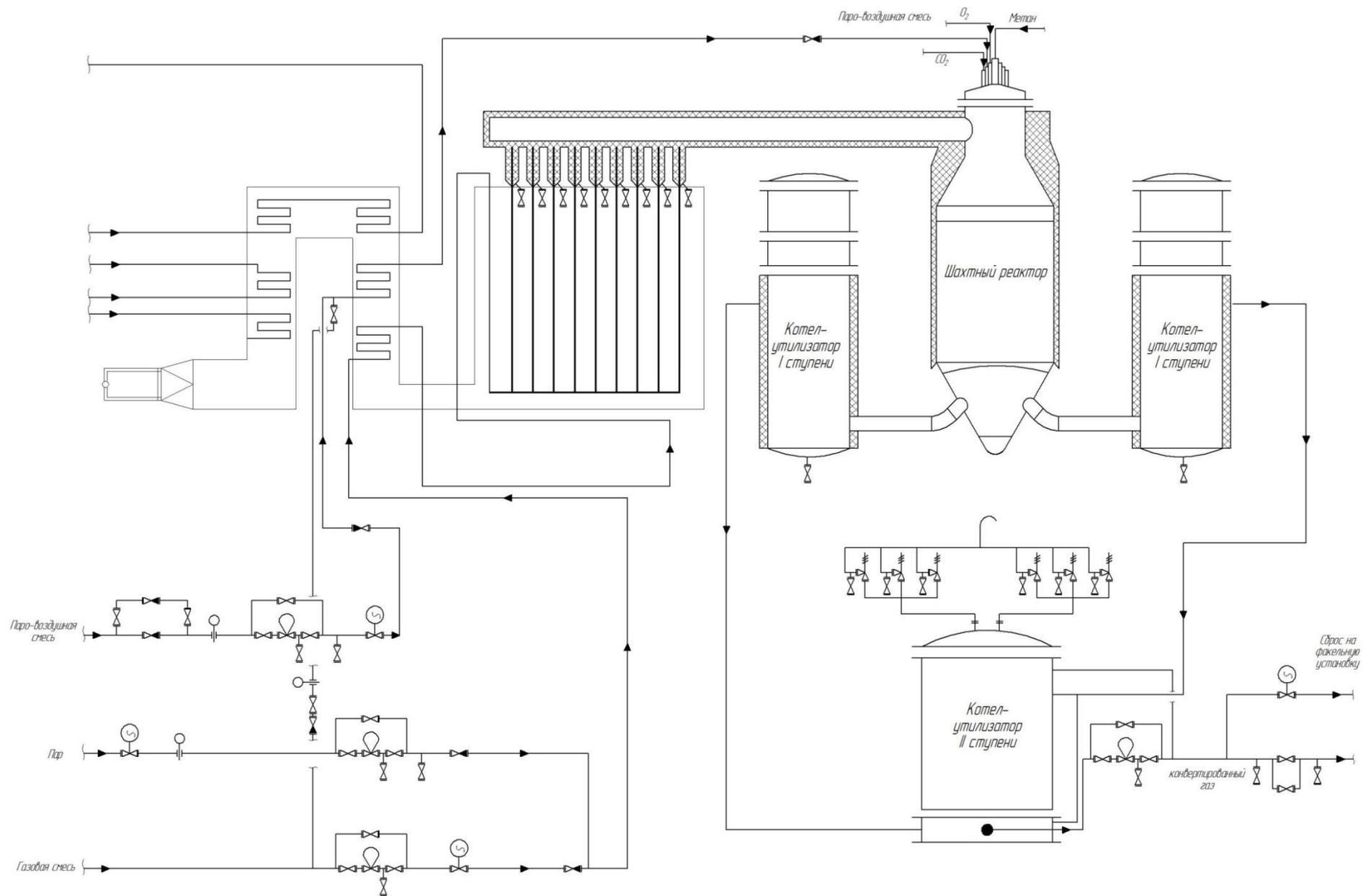
Распределенный материальный баланс паровоздушной конверсии СН<sub>4</sub>

Отношение пар/газ на первичном риформинге 3.60

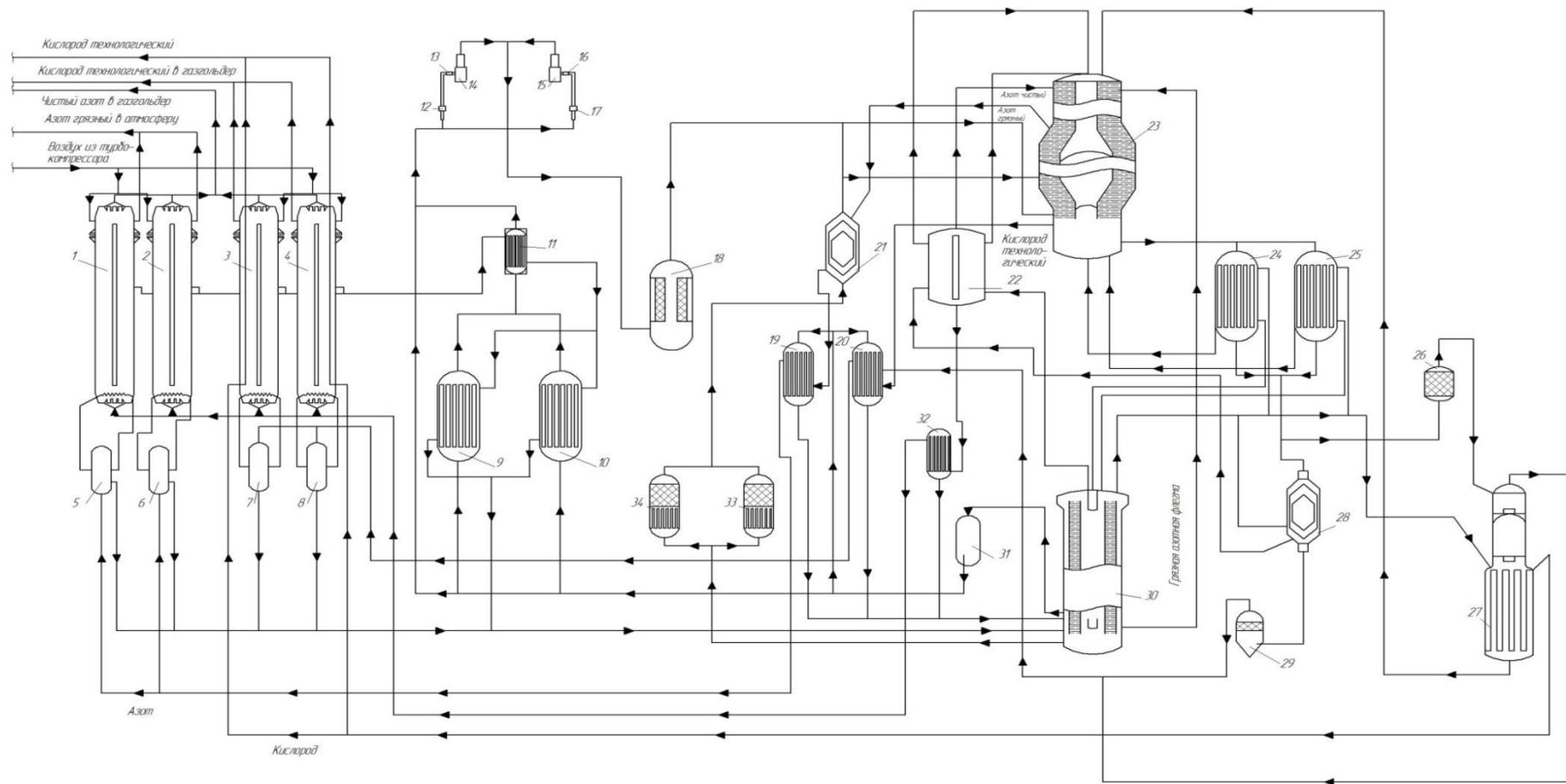
Состав конгаса	на выходе с 1-го риформинга		перед катализа- тором на 2-м риф.		на выходе с 2-го риформинга	
	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.	м <sup>3</sup> /час	% об.
H <sub>2</sub>	97489	40.4	57742	17.4	145161	37.4
CO	14291	5.9	14291	4.3	38793	10.0
CO <sub>2</sub>	14394	6.0	14394	4.3	17869	4.6
CH <sub>4</sub>	12955	5.4	28955	8.7	973	0.3
H <sub>2</sub> O	101401	42.1	141948	42.7	110492	28.5
N <sub>2</sub>	360	0.1	73893	22.2	73893	19.0
Ar	160	0.1	1154	0.3	1154	0.3
T (град С) (CO H <sub>2</sub> ) : N <sub>2</sub>	620		1434		985 2.49	

Результаты печатать ( Y / N )?

**Рисунок 11 – Результаты расчета зависимости выхода CO+H<sub>2</sub>O от подачи дополнительного пара**



**Рисунок 12-Принципиальная схема конверсии метана**



1, 2 – Азотные регенераторы  
 3, 4 – Кислородные регенераторы  
 5, 6, 7, 8 – Переключатели  
 9, 10 – Вымораживатели  
 11 – Теплообменник  
 12, 13, 16, 17 – Фильтры

14, 15 – Турбодетандеры  
 18 – Фильтр  
 19 – Подогреватель грязного азота  
 20 – Подогреватель технологического кислорода  
 21, 22 – Переохладители  
 23 – Верхняя ректификационная колонна

24, 25, 28 – Конденсаторы  
 26, 33, 34 – Адсорберы  
 27 – Колонна технического кислорода  
 29 – Отделитель ацетилена  
 30 – Нижняя ректификационная колонна  
 31 – Отделитель ждкости  
 32 – Подогреватель чистого азота

**Рисунок 13- Принципиальная схема разделения воздуха**