

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

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

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

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль)/специализация)

**ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА
(БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)**

на тему: Разработка технологических решений по переработке отходов
производства капролактама на примере ПАО «КуйбышевАзот»

Студент

В. И. Нагорных

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

старший преподаватель Ю.Н. Шевченко

(И.О. Фамилия)

Тольятти 2020

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнил: Нагорных Владимир Иванович.

Тема работы: Разработка технологических решений по переработке отходов производства капролактама на примере ПАО «КуйбышевАзот».

Научный руководитель: Шевченко Юлия Николаевна.

Бакалаврская работа выполнена на 77 с., 11 рисунков, 15 таблиц, использовано 40 источников.

Объектом исследования является «Отделение гидроксиламинасульфата и кальцинированной соды цеха №23 производства капролактама, предназначенное для термического обезвреживания кислых и щелочных стоков, переработки органических полупродуктов цехов производства капролактама, с получением плава кальцинированной соды».

В теоретической части представлена характеристика побочных (товарных) продуктов, получаемых при производстве капролактама, и область их применения.

В ходе выполнения работы предложено технологическое решение по обезвреживанию щелочных стоков методом окислительной газификации.

Проведены расчеты материального, теплового баланса установок переработки отходов производства, и также основных аппаратов предлагаемой стадии газификации.

Бакалаврская работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word и представлена на электронном носителе.

Содержание

Введение	5
1 Общая характеристика производства переработки и утилизации отходов капролактама	7
1.1 Характеристика побочных (товарных) продуктов, получаемых при производстве капролактама, и область их применения	9
1.1.1 Товарные продукты отделения сжигания	9
1.1.2 Область применения	12
1.2 Химизм процесса термического обезвреживания отходов производства капролактама	13
2 Технология газификации	15
2.1 Описание технологического процесса газификации щелочных стоков производства капролактама	27
2.2 Химизм процесса газификации	30
3 Расчет материального и теплового балансов агрегата сжигания и предлагаемой технологии газификации	34
3.1 Материальный баланс агрегата сжигания	34
3.2 Тепловой баланс агрегата сжигания	42
3.3 Материальный баланс стадии газификации	44
3.4 Тепловой баланс стадии газификации.....	51
4 Расчет основного технологического оборудования стадии газификации	52
4.1 Выбор и технологический расчет газогенератора.....	52
4.2 Расчет и конструирование элементов оборудования.....	54
4.3. Расчет котла-utiлизатора	59
5 Экологичность процесса газификации и анализ преимуществ предлагаемой технологии	63
6 Экономическое обоснование использования процесса газификации	65
6.1 Расчет изменения капитальных затрат	65

6.2 Расчет изменения текущих затрат.....	66
6.3 Расчет изменения прибыли за счет проведения реконструкции	67
6.4 Расчет основных технико-экономических показателей	69
Заключение	71
Список используемых источников	73
Приложение А Проверочный расчет толщины стенки реактора-газогенератора	79
Приложение Б Расчет днища основного корпуса	81
Приложение В Расчет фальш-корпуса	84
Приложение Г Технологическая схема процесса газификации	86
Приложение Д Реактор - газогенератор	87
Приложение Е Технологическая схема сжигания щелочных стоков	88

Введение

Производство капролактама относится к одному из сложных процессов, который требуют применения особых условий технологии, разнообразного оборудования и химических пожаро- и взрывоопасных сред.

Капролактам (аминокапроновая кислота) – белое кристаллическое вещество с температурой плавления 69,2 °С. Впервые был синтезирован в 1899 году О. Валлахом, но практическое значение он приобрел только после как в 1938 году немецкий химик П. Шлак после полимеризации установил, что из расплава полимера застывающие при охлаждении гибкие нити, вытягиваются до толщины составляющие доли миллиметра. В следствии этого было найдено новое вещество для получения полиамидных волокон, впервые синтезированных в 1935 году У. Карозерсом на основе АГ-соли – это производные гексаметилендиамина и адииновой кислоты [7].

При получении капролактама из различного сырья, образуется значительное количество отходов производства, которые содержат как органические, так и минеральные вещества. Источником их образования являются различные реакции.

На стадии окисления циклогексана кислородом воздуха до смеси циклогексанона и циклогексанола, образуется [27]:

1. Спиртовая фракция (СФПК) – смесь легких спиртов с содержанием пентанола до 75 %.
2. Щелочной сток (ЩСПК) производства капролактама, представляющий собой водный раствор натриевых солей карбоновых и дикарбоновых кислот: адииновой, глутаровой, оксикиапроновой и т.д., с содержанием органических кислот до 25 %.
3. Водно – кислый сток – водный раствор карбоновых и дикарбоновых кислот с содержанием кислот органических до 35 %.

На стадии выделения и очистки готового продукта (капролактама) образуется до 10 м^3 в сутки смоляного стока, состоящего из [27]:

1. Капролактам 30 – 50 % масс.
2. Сульфат аммония 2 – 10% масс.
3. Различные водорастворимые смолы 30 – 70 % масс.

Целью бакалаврской работы является снижение антропогенной нагрузки за счет разработки технологических решений по обезвреживанию и переработки отходов производства капролактама.

Основным направлением является достижение экологического эффекта, с получением энергетического топлива.

Задачи:

1. Обосновать выбор энерго- и ресурсосберегающего процесса (установки).
2. Провести расчет материального и теплового балансов (если предусмотрено технологическим процессом) для выбранной технологии.
3. Предоставить преимущества выбранной технологии.

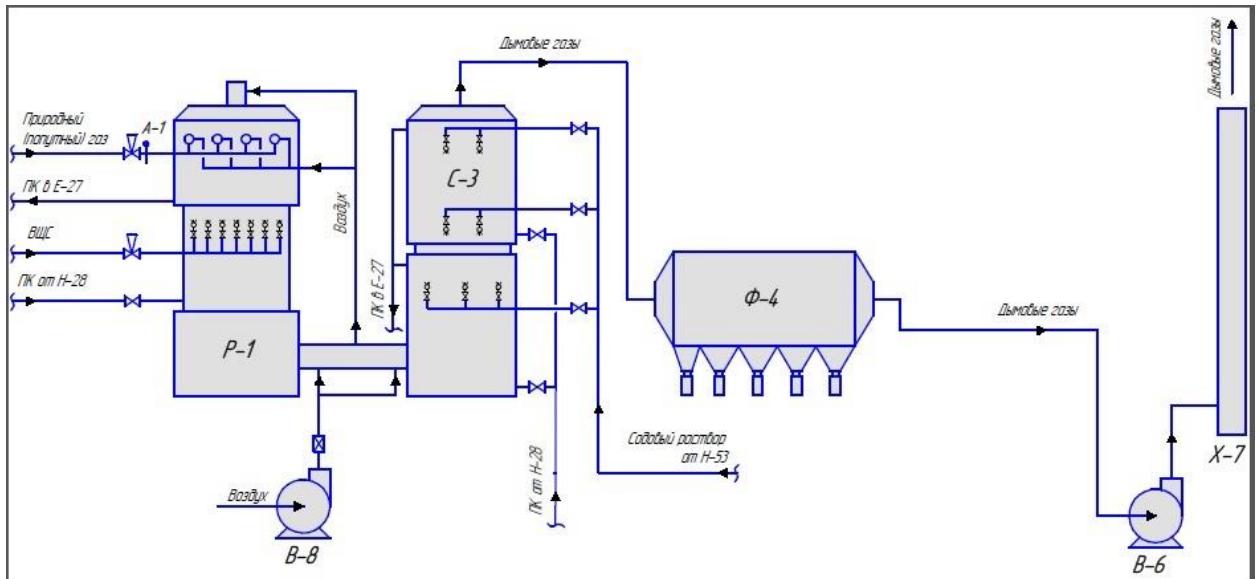
1 Общая характеристика производства переработки и утилизации отходов капролактама

Отделение гидроксиламинасульфата и кальцинированной соды цеха №23 производства капролактама предназначено для термического обезвреживания кислых и щелочных стоков, переработки органических полупродуктов цехов производства капролактама, с получением плава соды кальцинированной из раствора натриевых солей адииновой и других моно и дикарбоновых кислот, подаваемых через механические распылители в зону огневого факела циклонного реактора [7, 8, 27, 37].

Побочные продукты производства капролактама, вначале, проходят стадию доупарки, т.е. происходит процесс выпаривания лишней влаги, содержащейся в различных стоках, для меньших затрат теплоносителей (газа, подогретого воздуха) при термическом обезвреживании, и как следствие, для лучшего горения [7, 8].

Принципиальная технологическая схема термического обезвреживания отходов производства капролактама представлена на рисунке 1 [27]. Отходы производства капролактама подаются в реактор циклонного типа Р-1, где сжигаются с помощью горелок, при температуре около 1100 °С. При прохождении топочной камеры органическая часть полностью сгорает, а оставшееся твердое вещество образует плав соды, который самотеком поступает на столы кристаллизаторы, охлаждающиеся обратной водой. Затвердевшая кальцинированная сода поступает в специальный приемник, затем к потребителю. Дымовые газы отводятся по газоходу, который охлаждается подачей атмосферного воздуха в рубашку. В результате воздух нагревается и подается в горелки. Дымовые газы с температурой 800-900 °С проходят через скруббер С-3, орошающий паровым конденсатом, где охлаждаются, с образованием содового раствора, идущего на нейтрализацию кислых стоков, до температуры около 300 °С. Далее проходят электрофильтр Ф-4, где вся пыль дымовых газов осаждается на стенках. После прохождения

всех стадий очистки дымовые газы с температурой 280 °С, через дымоход X-7, выбрасываются в атмосферу [27].



P-1 – реактор для сжигания отходов, С-3 – скруббер, Ф-4 – электрофильтр, B-8 – воздуховодка, B-6 –дымосос, X-7 – дымоход.

Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема термического обезвреживания отходов производства капролактама

Внедрение осуществили двух столов кристаллизаторов 30 июня 2010 года, мощность одного стола - 0,5 т/ч.

Достигнутая мощность агрегатов сжигания в 2018 году обеспечили выработку капролактама 210 000 тонн в год.

Достигнутая мощность производства соды кальцинированной в 2017 году составила 14 715 тонн.

Годовой выпуск соды кальцинированной с двух столов кристаллизаторов – 17 280 тонн.

Производственная мощность соды кальцинированной в 2019 году составляет 18 250 тонн в год [27].

В состав отделения сжигания входит [27]:

- агрегат сжигания №1, №2 кислых стоков;

- агрегат сжигания №5 щелочных стоков с получением кальцинированной соды;
- установка приема, хранения и транспортировки органических полупродуктов из цехов производств капролактама и полиамида;
- установка доупарки кислых (лактамных) стоков (агрегат сжигания №1);
- участок приёма и распределения природного газа (корпус 716);
- участок отгрузки готовой продукции.

1.1 Характеристика побочных (товарных) продуктов, получаемых при производстве капролактама, и область их применения

В процессе получения капролактама образуются побочные продукты – отходы производства, которые после термической обработки преобразуются во вторичное сырье – товарный продукт, используемый в различных отраслях промышленности.

1.1.1 Товарные продукты отделения сжигания

Товарными продуктами отделения сжигания (побочные продукты производства капролактама) являются [27, 37]:

1. Плав соды кальцинированной.
2. Сток щелочной производства капролактама (ЩСПК).

Плав соды кальцинированной выпускается согласно техническим условиям ТУ 2113-048-00205311-2010 и должен соответствовать требованиям и нормам, указанным в таблице 1 [27, 34].

Таблица 1 – Плав соды кальцинированной

№	Наименование показателя	Марка К	Марка П
1	2	3	4
1	Внешний вид	Плоские куски неправильной формы различных размеров от светло-серого до светло-коричневого цвета. Допускается зеленый оттенок.	Порошок белого или слегка желтоватого цвета.
2	Массовая доля углекислого натрия (Na_2CO_3), %, не менее	85,0	88,0
3	Массовая доля свободной щелочи в пересчете на NaOH , %, не более	4,0	4,0
4	Массовая доля потерь при прокаливании, %, не более	15,0	12,0
5	Массовая доля веществ не растворимых в воде, %, не более	1,5	0,5

Плав соды кальцинированной растворим в воде. При температуре 20°C в 100 г воды растворяется 21 г плава соды, при температуре 100°C - 45,5 г плава соды [39].

Температура плавления кальцинированной соды $+851^{\circ}\text{C}$.

Сток щелочной (ЩСПК) производства капролактама выпускается в соответствии с техническими условиями ТУ 2433-039-00205311-08 и должен соответствовать требованиям и нормам, указанным в таблице 2 [27, 34].

Таблица 2 – Сток щелочной

№	Наименование показателя	Норма для марок	
		ЩСПК	ЩСПК-А
1	2	3	4
1	Внешний вид	Жидкость от коричневого до темно-коричневого цвета, непрозрачная, без механических примесей	
2	Массовая доля сухого вещества, %	25-45	25-50
3	Массовая доля натриевых солей органических кислот (в пересчете на адиипинат натрия), %	18-30	18-36
4	Массовая доля циклогексанола, %, не более	0,8	0,8
5	Массовая доля циклогексанона, %, не более	0,2	0,2
6	Массовая доля смолы, %, не более	10	10
7	pH раствора	10-13	10-13
8	Плотность при 20 °C, г/см ³	1,1-1,2	1,1-1,2
9	Суммарная массовая доля капролактама и натриевой соли ε - аминокапроновой кислоты, %	не нормируется	3-6

ЩСПК – раствор натриевых солей моно и дикарбоновых кислот, представляет собой негорючую жидкость со слабым эфирным запахом, имеет щелочную реакцию, не образует при хранении и использовании взрывоопасных концентраций [39].

По степени воздействия на организм ЩСПК относится к веществам 4 класса опасности по ГОСТ 12.1.007-76 [7, 27].

1.1.2 Область применения

1. Кальцинированная сода применяется в качестве сырья в различных отраслях промышленности [33]:

- марка К – в стекольной, для изготовления стеклоизделий, к которым не предъявляются высокие требования по светопропусканию; в металлургической; в производстве стройматериалов;
- марка П – в химической и нефтеперерабатывающих отраслях.

2. Щелочной сток производства капролактама применяется [33]:

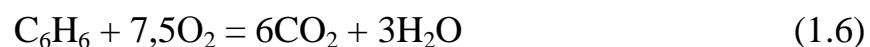
- в качестве пластифицирующей воздухововлекающей добавки в строительные бетоны и растворы для улучшения технологических показателей бетона (однородность, структурная связанность, водонепроницаемость, морозостойкость);
- в панелях для крупнопанельного домостроения и строительства сельскохозяйственных объектов (снижения расхода цемента на 5-8 %);
- как компонент в производстве керамзита;
- при производстве гипса (полностью ликвидируется спекание гипсового щебня в процессе запарки, обеспечивается разгрузка демпферов самотёком, снижается водогипсовое соотношение);
- при отработке угля, руды и песка, для предотвращения смерзания и пыления;
- в нефтедобыче – для увеличения нефтеотдачи пластов.

1.2 Химизм процесса термического обезвреживания отходов производства капролактама

В ходе термического процесса органическая часть полупродуктов сгорает, а натриевые соли органических кислот превращаются в кальцинированную соду (Na_2CO_3) с небольшим количеством едкого натра (NaOH). Химизм процессов термического окисления адипатов натрия может быть выражен следующими уравнениями [38]:



Органические примеси окисляются кислородом воздуха с образованием углекислого газа и водяных паров [38]:



Выводы

В результате термического обезвреживания отходов производства капролактама (ЩСПК) образуется товарный продукт (сода кальцинированная) и дымовые газы, которые после предварительной очистки выбрасываются в атмосферу. В связи с увеличением объема выработки основного продукта – капролактама, и как следствие роста нагрузки на агрегат сжигания, очистка дымовых газов не всегда дает необходимых результатов, т.е. происходит загрязнение окружающей среды. Альтернативный способ переработки, с получением товарного продукта и «топливного» газа является метод газификации [40].

2 Технология газификации

В последнее время в Европе установки сжигания, постепенно вытесняются газификационными реакторами. Следует отличать пиролиз от близкого к нему процесса газификации [10, 31, 35].

Пиролиз – это процесс разложения органических соединений под действием высоких температур, при отсутствии или недостатке кислорода [10].

Газификация является термохимическим высокотемпературным процессом взаимодействия органической составляющей с газифицирующими агентами, в результате чего органическая часть обращается в горючие энергетические газы [35, 36].

Газификационная технология обезвреживания отходов была заимствована из металлургической промышленности, в которой для получения горючих газов из бурого высокозольного угля широко использовали газификацию в камерных, циклонных или надслоевых печах [31, 36].

Газификацией можно перерабатывать твердые, жидкые и пастообразные отходы, с получением горючего газа, смолы и шлака. Газификацию осуществляют на воздушном, паровоздушном и парокислородном дутье в механизированных шахтных газогенераторах, с вращающимися колосниковыми решетками и твердым шлакоудалением, в шахтных газогенераторах с фурменной подачей дутья и жидким шлакоудалением (горновой метод) [5].

Известные технологические процессы газификации могут отличаться местом подвода воздуха и отбора горючего топливного газа в газификаторах. Газификацию отходов подразделяют на прямую и обращенную, соответственно, с противоточным и прямоточным движением отходов и дутья [3, 24].

Согласно изобретения [21] горючие вещества газифицируются в низкотемпературной газификационной печи при температуре от 400 до 1000 °C, полученный газ охлаждается до 650 °C и менее, проходит через аппарат очистки, для удаления различных загрязняющих компонентов. Далее очищенный полученный газ подается в топливный элемент для выработки электрической энергии.

Схема низкотемпературной газификации представлена на рисунке 2 [18].

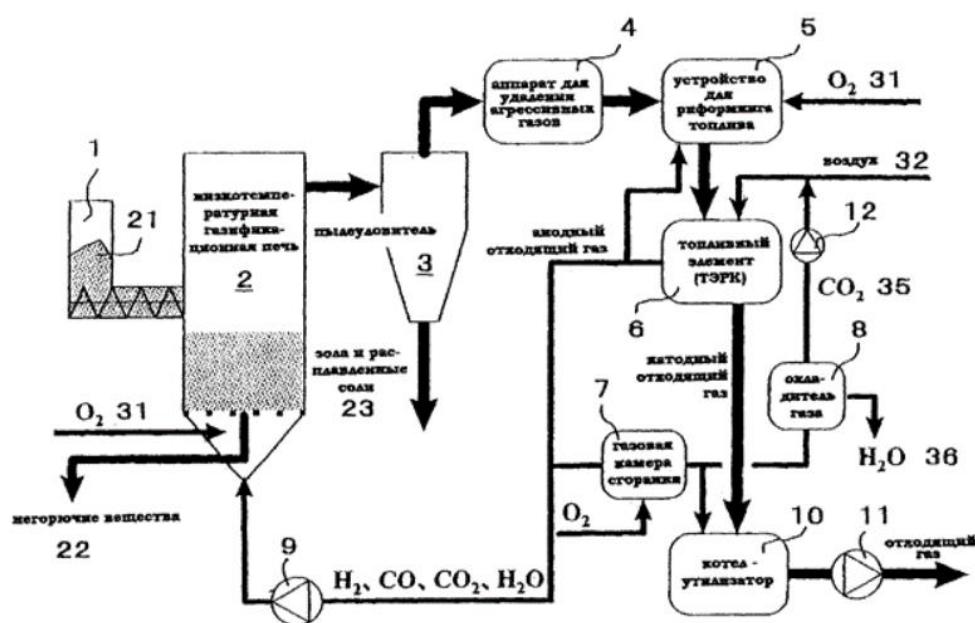


Рисунок 2 - Схема низкотемпературной газификации

Согласно схемы на рисунке 2, исходный материал 21 подается с помощью устройства 1 в низкотемпературную газификационную печь 2. В процессе пиролиза исходного материала 21 при температуре в диапазоне от 400 до 1000 °C, образуется газ, содержащий водород и оксид углерода, входящие в состав газовой смеси, которая является полезной для выработки энергии с помощью топливного элемента, и некоторое количество углеводородов. В этом случае повышение температуры, от начальной до конечной, осуществляется путем частичного термического

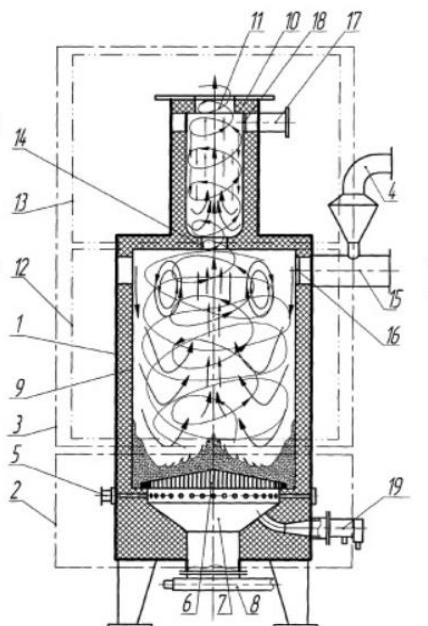
разложения исходного материала 21. Твердые негорючие вещества 22, содержащиеся в исходном сырье 21, выгружаются из газификационной печи 2 [18].

Существует вариант низкотемпературной газификации [26], в котором твердые компоненты, такие как зола, обуглившиеся вещества и соли, содержащиеся в газе, который выводится из низкотемпературной газификационной печи и охлаждается до 650 °C и менее, улавливаются с помощью пылеуловителя, находящегося в диапазоне средней температуры, для предотвращения попадания твердых компонентов в аппарат очистки газа, установленный на последующей стадии. До процесса очистки, полученный газ может быть нагрет до высокой температуры 1000 – 1500 °C для разложения смолы и углеводородов, содержащихся в нем, до низкомолекулярных материалов. Затем полученный газ может подаваться в топливный элемент.

Низкотемпературную газификацию также проводят в печах с псевдоожженным слоем, или вращающихся печах [25]. Наиболее распространены низкотемпературные газификационные реакторы с псевдоожженным слоем. Такое оборудование с циркулирующим потоком работает более эффективно, когда в качестве псевдоожженной среды используются частицы, обеспечивающие ускорение снижения молекулярной массы углеводородов, такие как катализаторы на основе никель-молибдена, кобальт-молибдена; щелочных металлов - натрия или калия; щелочноземельного - кальция.

Конструкция печи с псевдоожженным слоем приведена на рисунке 3. Аппарат работает следующим образом. В пусковых горелочных устройствах 19 из топлива и воздуха формируется топливовоздушная смесь для сжигания. Продукты сгорания подаются в камеру 7 и через воздухораспределительную решетку 6 в псевдоожженный слой, разогретый до температуры газификации. Поток первичного сжатого воздуха через устройство 5 поступает в камеру 7 нижней зоны 2. Из камеры 7 через

воздухораспределительную решетку 6 поступает воздух для формирования над решеткой 6 псевдоожженного слоя топливовоздушной смеси. Один поток вторичного сжатого воздуха через устройство 15 поступает в верхнюю часть зоны горения 12 и одновременно через устройство 4 пневматической подачи топлива сюда подается сжигаемое топливо, которое смешивается с воздухом с образованием топливовоздушной смеси, которая подается в тангенциальные сопловые каналы 16. В каналах 16 топливовоздушная смесь ускоряется и поступает в зону горения 12. Другой поток вторичного сжатого воздуха одновременно с первым подается через устройство 17 в тангенциальные сопловые каналы 18, в которых ускоряется и поступает в зону дожигания 13 [23].



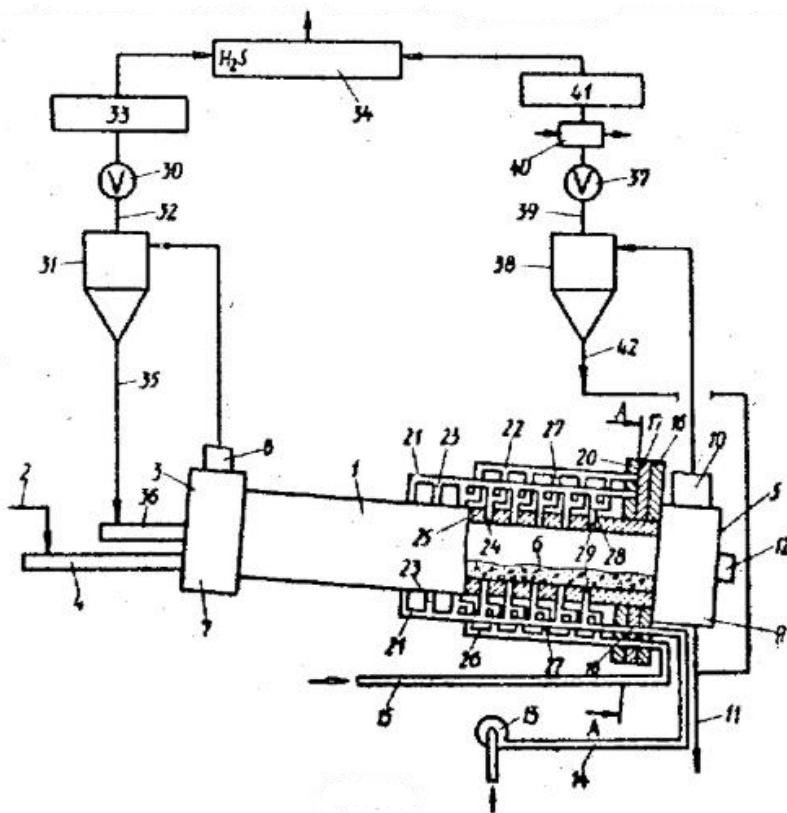
- 1 – реактор, 2 – нижняя зона реактора, 3 – верхняя зона реактора,
- 4 - устройство пневматической подачи, 5 - устройство подачи первичного потока сжатого воздуха в нижнюю зону, 6 - воздухораспределительная решетка, 7 – камера, 8 - устройством удаления негорючих компонентов,
- 9 - внутренняя цилиндрическая поверхность верхней зоны реактора,
- 10 – верхний торец реактора, 11 – выходное цилиндрическое сопло,
- 12 – зона горения, 13 – зона дожигания, 14 – цилиндрический канал,
- 15, 17 – устройство для подачи вторичного сжатого воздуха,
- 16, 18 – тангенциальные сопловые каналы, 19 – пусковое горелочное устройство.

Рисунок 3 – Конструкция печи с псевдоожженном слоем

В процессах низкотемпературной газификации в качестве исходного материала могут быть использованы горючие отходы, которые имеют неправильные формы и содержат негорючие вещества. В данном случае, оптимальным вариантом является печь с псевдоожижженным слоем, так как не разложившийся материал не слипается. Поэтому в данном случае не возникают проблемы обработки и удаления негорючих веществ. В печах с псевдоожижженным слоем температуру внутри поддерживают в пределах 400 до 600 °С, что не препятствует пиролизу. При этом, негорючие вещества не окисляются и могут быть использованы повторно [23].

В процессе газификации могут быть также использованы вращающиеся печи обжигового типа. Процесс газификации во вращающейся печи протекает непрерывно. Исходное сырье совместно с окисляющей средой подают в печь и разогревают до температуры 1093 °С. При этом, печь наклонена сверху от стороны ввода исходного материала к стороне выгрузки продукта. В процессе газификации происходит образование газа, содержащего углеводороды, которые выводят со стороны выгрузки твердого остатка или со стороны ввода исходного материала [1]. Установка для газификации с наклонной вращающейся печью 1, изложенная на рисунке 4 [1], имеющую огнеупорную футерованную стенку. Исходное сырье по трубопроводу 2 подается в аппарат 1 (более высокую точку 3) через питающий патрубок 4. Печь 1 наклонена сверху вниз от конечной точки 3, предназначенной для ввода исходного сырья, к начальной точке 5, предназначеннной для вывода твердого вещества - золы. Наклон реактора 1 вместе с вращением корпуса приводит к образованию слоя (вещества) 6 внутри огнеупорного футерованного корпуса и медленному перемещению сверху вниз этого слоя, вследствие наклона печи во время газификации. Горелка 12, установленная в вытяжном колпаке 9, предназначена для предварительного разогрева аппарата до рабочей температуры во время

пуска установки. Для горелки может быть использован горючий газ или любое другое пригодное топливо [1].



1 - наклонная вращающаяся печь, 2 – питающий трубопровод,
 3 – наиболее высокая точка аппарата, 4 – питающий патрубок, 5 – менее высокая
 точка аппарата, 6 – слой угля, 7, 9 – неподвижный вытяжной колпак, 8, 10 – патрубок для
 вывода газа, 11 – канал для выгрузки золы, 12 – горелка, 13 – воздуховка, 14 –
 трубопровод подачи воздуха, 15 – трубопровод для подачи пара, 16 – неподвижная
 опорная плита, 17 – неподвижный коллектор, 18, 19 – дугообразные каналы, 20 –
 циклонный сепаратор,
 21, 28, 29, 31 – трубопроводы, 22, 24 - скруббер, 23 – система удаления
 сероводорода, 25 – теплообменник, 26 – сепаратор, 27 – питатель,
 30, 32 – клапан.

Рисунок 4 – Установка газификации с наклонной вращающейся печью

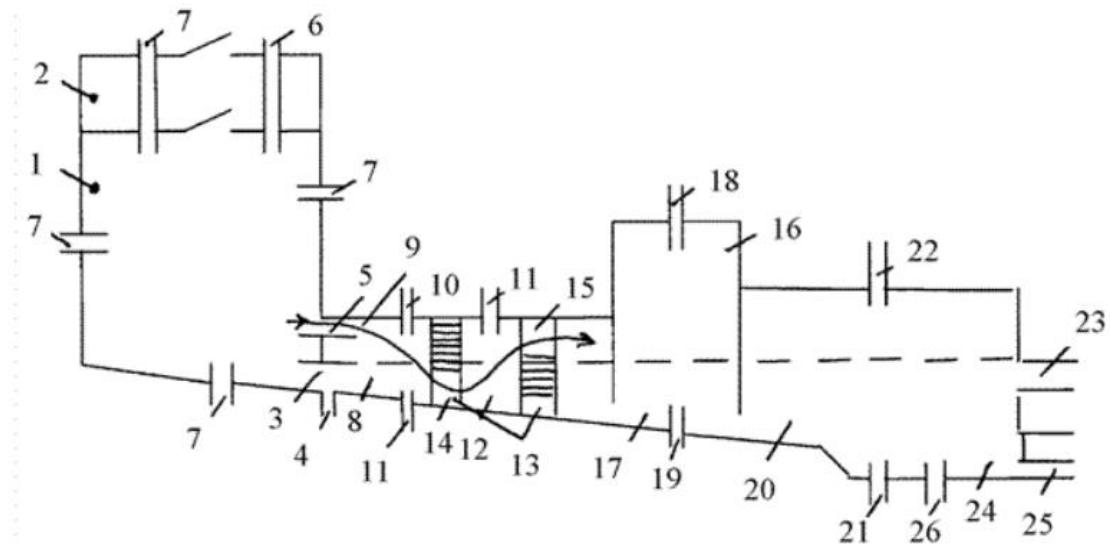
Топливный газ выводится одновременно со стороны конца 3 загрузки твердого материала (угля) в печь 1 и со стороны выгрузки твердого материала (золы) из печи 1 (рисунок 4). Поток отходящего газа, выводимого из печи 1 со стороны подачи твердого материала, проходит через патрубок 8 вывода газа и его расход регулируется клапаном 30. Поток отходящего газа,

выводимого по патрубку 8, поступает в циклонный сепаратор 20, предназначенный для отделения частиц твердого материала от газа. Отходящий газ поступает из циклонного сепаратора 20 через трубопровод 21 в устройство, предназначенное для дальнейшей очистки, которое может включать в себя скруббер 22 и систему удаления сероводорода 23. Частицы, удаленные из газов с помощью сепаратора 20, могут быть возвращены путем подачи этих частиц через трубопровод 31 в питатель 27. Эти частицы возвращаются в печь 1 для газификации. Расход газа, выводимого с конца 5 выгрузки твердого материала (золы) из печи 1 и проходящего по патрубку 10, регулируется клапаном 32 [1].

Поток отходящего газа по патрубку 10 подается в циклонный сепаратор 26, предназначенный для отделения от газа частиц твердого материала, далее отходящий газ не содержащий частиц твердого материала из сепаратора 26 по трубопроводу 28 подается в теплообменник 25, предназначенный для извлечения тепла из этого газа, например, за счет образования пара. Далее газ из теплообменника 25 поступает в скруббер 24, а затем в систему 23 для удаления сероводорода. Газ из системы 23 удаления сероводорода может быть подан в горелку парового бойлера или энергетическую установку смешанного цикла (не показана). Частицы твердого материала, извлеченные из газов с помощью сепаратора 26, проходят через трубопровод 29 и поступают в канал 11, предназначенный для выгрузки золы из печи 1 [1].

Для высокотемпературной газификации разработана технология прямоточно-вихревого процесса, при котором органические материалы и углеводороды полностью разлагаются в газификационной печи на водород, оксид углерода, водяной пар и диоксид углерода. Газификаторы вихревого типа отличаются большой производительностью, простотой конструкции и невысокой материалоемкостью, а также более низкими значениями температуры (не более 1500 °C) и давления (не более 8-10 атм), что позволяет получить сухую ультратонкую золу.

В изобретении [20] печь вихревого типа состоит из камеры сгорания с герметичным загрузочным устройством, каналом для выхода шлакового расплава, отходящих газов, шлаковой ванны и котла-utiлизатора. При этом, камеры сгорания и шлаковые ванны выполнены наклонными для обеспечения самотека расплава. Схема вихревой газификационной установки представлена на рисунке 5 [20].



1 – камера сгорания, 2 – герметичное загрузочное устройство, 3 – канал для выпуска шлакового расплава, 4, 7, 11, 19 – средства подачи кислородосодержащей газовой смеси, 5, 15 – канал для выпуска отходящих газов, 6, 10, 18 – средство подачи флюса, 8 – шлаковая ванна, 9 – начальный участок шлаковой ванны, 12 – барботажный канал, 13 – перегородки, 14 – устройство для пропускания шлакового расплава в нижней части, 16 – котел утилизатор, 17 – средний участок шлаковой ванны, 20 – конечный участок шлаковой ванны, 21 – средства для пропускания газов, 22 – летка для выхода газа, 23 – летка для выхода шлакового расплава, 24 – сборник для восстановленного металла, 25 – летка для выхода восстановленного металла, 26 – канал для аварийного выхода шлакового расплава

Рисунок 5 - Схема вихревой газификационной установки

Установка газификации содержит камеру 1 сгорания с герметичным загрузочным устройством 2, с каналом 3 выпуска шлакового расплава, снабженным средствами 4 подачи кислородосодержащей газовой смеси, и каналом 5 выпуска отходящих газов, причем, камера 1 сгорания снабжена

средствами 6 подачи флюса и дополнительно, средствами 7 подачи кислородосодержащей газовой смеси [20].

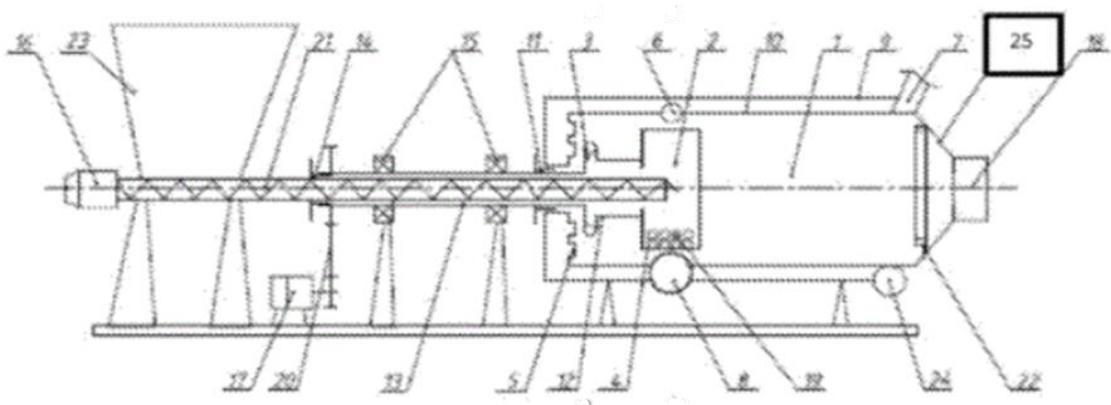
Кроме того, установка включает шлаковую ванну 8, соединенную с камерой сгорания 1 с каналом 3 выхода шлакового расплава и каналом 5 выхода отходящих газов. Начальный участок 9 шлаковой ванны 8 выполнен со средствами 10 подачи флюса, средствами 11 подачи кислородосодержащей газовой смеси над и под шлаковым расплавом, с барботажным каналом 12 для обеспечения, по крайней мере, однократного пропускания отходящих из камеры 1 сгорания газов через шлаковый расплав. Барботажный канал 12 может быть выполнен в виде последовательно установленных перегородок 13 с каналами 14 пропускания шлакового расплава в нижней части и поочередным выполнением в перегородках 13 каналов 15 для отходящих газов в их верхней части. Барботажный канал 12 обеспечивает, по крайней мере, однократное пропускание отходящих из камеры сгорания 1 газов через шлаковый расплав [20].

В установке имеется также котел-утилизатор 16 тепла, установленный над средним участком 17 шлаковой ванны, и снабженный средствами 18 подачи флюса и средствами 19 подачи кислородосодержащей газовой смеси. Конечный участок 20 шлаковой ванны снабжен средствами 21 пропускания через шлаковый расплав восстанавливающих газов, леткой 22 для выпуска отходящих газов, леткой 23 для выпуска шлакового расплава, выемкой 24 в полу шлаковой ванны для сбора восстановленного металла, леткой 25 для выпуска восстановленного металла и каналом 26 аварийного слива шлакового расплава. «Пол» камеры сгорания 1 и шлаковой ванной 8 выполнены наклонными, для обеспечения самотека шлакового расплава.

Твердые отходы подаются в камеру сгорания 1 через герметичное загрузочное устройство 2. Разложение отходов производится в интервале порядка 1 - 2 секунды при температуре 1400-1500 °С. В качестве

кислородосодержащей газовой смеси, которая подается под давлением около 1,05-1,3 атм сверху, сбоку и снизу, используется смесь углекислого газа (CO_2) и кислорода (O_2). Получаемый шлаковый расплав и отходящие газы поступают в котел-utiлизатор 16, установленный над средним участком 17 шлаковой ванны. В котле-utiлизаторе 16 происходит дополнительный дожиг отходов и нейтрализация вредных веществ. Данная конструкция позволяет уменьшить уровень вредных составляющих в отходящих газах и шлаковом расплаве [20].

Разработано устройство для вихревой газификации, включающее вихревую камеру и пиролизный реактор, в котором сырье для газификации подают посредством шнекового питателя. Схема устройства изображена на рисунке 6 [22].

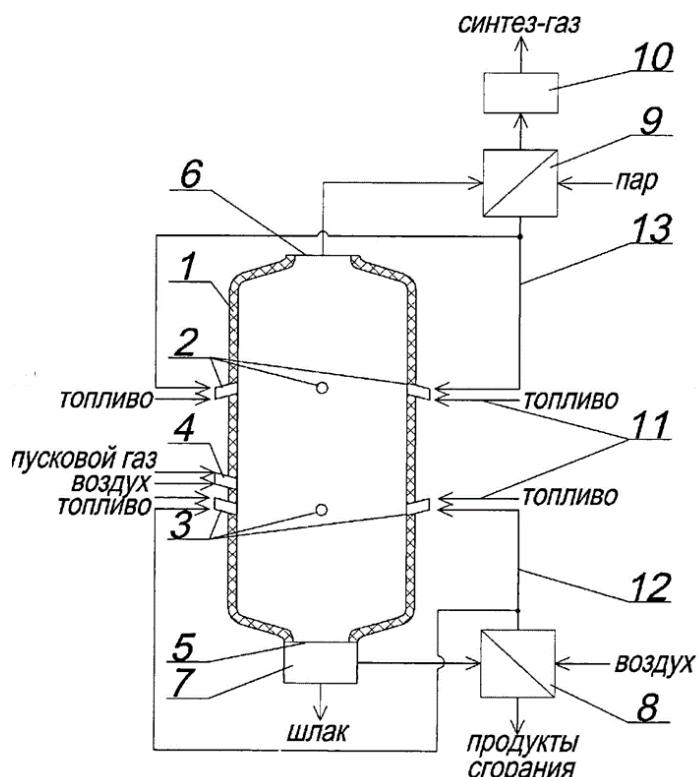


- 1 - вихревая камера сгорания, 2 - перфорированный пиролизный реактор с твердым теплоносителем, 3 - патрубки выхода пиролизных газов,
- 4 - перфорированная обечайка большого цилиндра пиролизного реактора, 5 - сопла подачи первичного воздуха, 6 - сопла подачи нагретого вторичного воздуха,
- 7 - патрубок выхода золы, 8 - патрубок для сопла первичного разогрева,
- 9 - наружная обечайка вихревой топки, 10 - обечайка вихревой камеры сгорания,
- 11 - сальниковое уплотнение обечайки вихревой топки, 12 - обечайка малого цилиндра пиролизного реактора, 13 - полый вал привода пиролизного реактора, 14 - сальниковое уплотнение, 15 - подшипниковые опоры, 16 - редуктор привода вращения шнека, 17 - редуктор цепной передачи вращения, 18 - патрубок выхода топочных газов в атмосферу, 19 - шары теплоносители, 20 - цепная передача привода вращения пиролизного реактора, 21 - шнек подачи отходов в пиролизный реактор, 22 - кольцо - ограничитель золы, 23 - бункер для отходов, 24 - общий вход воздуха атмосферы, 25 - коническая часть правого торца камеры сгорания.

Рисунок 6 – Схема устройства для вихревой газификации

Вихревая камера сгорания 1 (рисунок 6) предназначена для термической переработки углеродсодержащих отходов, оснащена внутренним вращающимся пиролизным реактором 2. Шнековый питатель 21 для подачи сырья, размещен в изолированной трубе, соединяющей бункер 23 с вихревой топкой. Исходный материал подается непосредственно в полость, предварительно нагретого, реактора 2, где разлагаются на газ и кокс [22].

Конструкция вихревой печи для проведения процесса высокотемпературной газификации представлена на рисунке 7 [19].



1 - камера газификации, 2 - форсунки для подачи топлива и водяного пара в зону газификации, 3 – форсунка для подачи топлива и воздуха в зону горения, 4 – пусковая форсунка, 5 - отверстие для выхода продуктов сгорания и шлака, 6 - отверстие для выхода синтез-газа, 7 – ванна для шлака, 8 – теплообменник для нагрева воздуха за счет теплоты продуктов сгорания, 9 - теплообменник для нагрева пара за счет охлаждения синтез-газа, 10 - циклон для очистки синтез-газа, 11 - подача топлива, 12 - подача воздуха, 13 – подача пара.

Рисунок 7 - Конструкция вихревой печи для проведения процесса высокотемпературной газификации

Печь (рисунок 7) состоит из камеры, куда подается топливо, и окислителя, с регенеративными теплообменниками. В камере образуется два не смешивающихся между собой вихря, в одном происходит полное сгорание топлива, выделяющаяся теплота, передается излучением второму вихрю, где осуществляется паровая газификация топлива. При пуске установки в форсунку 4 печи подается природный газ и атмосферный воздух, в располагающейся в нижней части камеры 1 (зоны горения) образуется вихрь, в котором газ сгорает, продукты разложения выходят в отверстие 5 и направляются в теплообменник 8 для нагрева воздуха. В группу форсунок 3 подается топливо в виде мелких частиц (пыли) и воздух, нагретый продуктами сгорания в теплообменнике 8, при этом топливо разлагается в вихре, образованном в зоне горения. При достижении устойчивого горения пусковая форсунка 4 отключается. Затем, при прогреве стенок камеры 1 до рабочей температуры (порядка 1100-1300 °C) в группу форсунок 2 подается топливо и водяной пар, которые образуют вихрь в зоне газификации - верхней части камеры 1. За счет передачи теплоты излучением из зоны горения, в зоне газификации происходит реакция взаимодействия углерода топлива с водяным паром, и образуется синтез-газ, который выходит в отверстие 6. Энергетический-газ после выхода из печи направляется в теплообменник 9 для нагрева пара, затем в циклон 10 для очистки от твердых частиц (образующейся в зоне газификации золы) и далее «к потребителю». В зоне горения образуется жидкий шлақ, который собирается на стенках камеры 1 и через отверстие 5 стекает в ванну 7 для шлака [19].

Щелочные стоки производства капролактама представляют интерес для газификации их органической части. Конструкция реактора на рисунке 7 является оптимальным вариантом для проведения процесса газификации ЩСПК. В результате мы получим энергетическое топливо (синтез-газ), имеющий высокую теплоту сгорания и значительное содержание водорода. Использование энергетического газа с получением водяного пара позволяет

увеличить КПД печи. Кроме того, в данной конструкции упрощается процесс удаления шлака за счет стекания его в шлаковую ванну [19].

2.1 Описание технологического процесса газификации щелочных стоков производства капролактама

Процесс газификации [32] проводится в газогенераторе позиции Р-1. Технологическая схема газификации представлена в ПРИЛОЖЕНИИ 4. Щелочной сток (50 %-ный водный раствор солей в пересчете на адипинат натрия) из расходной емкости Е-1 насосом Н-7 подается в горелку Р-2 газогенератора Р-1. Одновременно сверху в горелку Р-2 подается природный газ и кислород. В целях безопасности для постоянной продувки кислородопроводов периодической продувки трубопроводов природного газа, щелочного стока и газогенератора Р-1 во время пуска и остановки технологической схемой предусмотрена подача пара. Для продувки пространства за экраном к газогенератору подведена линия азота.

В реакционном пространстве газогенератора осуществляется процесс кислородной газификации органической массы адипинатов натрия при температуре 1350 - 1400 °С. Давление процесса - 25 атм. Защита корпуса аппарата от воздействия температур осуществляется с помощью водоохлаждающего экрана из ошипованных труб, и покрытых по шипам карборундом [28].

Тепло реакции, воспринятое водой в змеевиках, используется для выработки пара давлением 7 ата в теплообменнике (котле-утилизаторе) Т-8. Циркуляция воды обеспечивается насосом Н-5. Образующийся в котле утилизаторе Т-8 водяной пар направляется на перегрев за счет тепла генераторного газа в теплообменник Т-2. Здесь температура пара поднимается до 165 °С. Далее пар подается в заводскую сеть [28].

Горелка реактора Р-2 водоохлаждаемая. Вода циркулирует в контуре горелка-теплообменник с помощью насоса Н-6, а избыточное тепло

отводится в водяном холодильнике Т-12 обратной водой. Резерв охлаждающей воды, на случай отключения электроэнергии или нарушения работы насосов, обеспечивается с помощью подключения к ресиверу Е-2. Давление в нем поддерживают азотом с небольшим избытком по сравнению с давлением в газогенераторе Р-1 [35].

В результате газификации в реакторе Р-1 образуется газовая смесь, содержащая в основном водород, оксины углерода, водяной пар и остаточный метан. Адипаты натрия переходят в оксины, гидроксины натрия и диссоциируют на ионы, которые взаимодействуют с углекислотой и переходят в соду.

В нижней части газогенератора [32] осуществляется охлаждение газа и промывка его от указанных примесей посредством впрыска воды или барботажа газа через гидрозатвор. Воду в аппарат подают из расчета полного растворения кальцинированной соды, образовавшейся в реакторе.

Кроме того, компенсируют воду, которая испаряется при контакте с раскаленным газом и плавом из кальцинированной соды и других примесей.

Нерастворенный шлак, если он присутствует, оседает в нижней части газогенератора и выводится с частью водного раствора кальцинированной соды в шлакоотстойник Е-15 через систему шлюзования и промежуточную емкость Е-14.

Генераторный газ, насыщенный парами воды, и увлеченными им, капельками раствора кальцинированной соды и избыточным конденсатом, подается в циклон-сепаратор Е-3, где под действием центробежной силы осуществляется отделение капель жидкости от газового потока. Далее газовая смесь пропускается через два последовательно соединенных «промывателя» типа трубы Вентури ТВ-1 и ТВ-2, работающих в конденсационном режиме. Орошение «промывателей» осуществляется путем циркуляции конденсата насосами Н-2 и Н-3, а тепло из контуров отводится в подогревателях питательной воды Т-1а и Т-1б. Жидкая фаза с дополнительным конденсатом [32], образующимся при охлаждении

генераторного газа с парами воды, отделяется в сепараторах С-4а и С-4б, а ее избыточная часть направляется в сборник Е-7.

Дальнейшая конденсация паров воды из очищенного генераторного газа и охлаждение последнего осуществляется в теплообменнике Т-2, в котором за счет отдачи тепла перегревается пар, поступающий из котлов-utiлизаторов Т-8 и Т-3.

Кроме того, при охлаждении генераторного газа и за счет конденсационного тепла паров воды вырабатывается пар 7 атм в котле-utiлизаторе Т-3, нагреваются газовый конденсат в подогревателе Т-4 и сетевая вода теплообменнике Т-5. Последующее охлаждение генераторного газа осуществляется обратной водой в теплообменнике Т-6 [28].

Окончательное охлаждение и промывка генераторного газа производится в скруббере К-1, орошающим холодной подпиточной водой. После сепарации остаточного конденсата в циклоне Е-5 генераторный газ направляется на использование в качестве энергетического топлива.

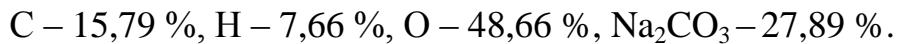
Теплообменники Т-4, Т-5, и Т-6 снабжены сепараторами Е-10, Е-11 и Е-12 соответственно для отделения газового конденсата, который затем собирается в сборник Е-7. Из сборника Е-7 конденсат питательным насосом Н-1 возвращается на впрыск в нижнюю часть газогенератора Р-1.

Основная часть раствора кальцинированной соды из нижней части газогенератора подается в сборник Е-8, а затем, как и генераторный газ пропускается через систему теплообменников, в которых отдает свое тепло на нагрев: технологического конденсата в теплообменнике Т-9; питательной воды в теплообменнике Т-10; и сетевой воды в теплообменнике Т-11.

После расширителя Е-9 раствор соды кальцинированной направляется потребителям или на получение твердого товарного продукта [28].

2.2 Химизм процесса газификации

Элементный состав щелочного стока, который предполагается направить на газификацию, представлен следующим образом:



Основной выпускаемой продукцией является – генераторный газ и технологический пар [38].

Сухой генераторный газ имеет калорийность 1275,22 ккал/нм³ при следующем составе:



Генераторный газ, вследствие большого содержания CO и H₂ хорошо сгорает и способен развивать высокую температуру, т.е. является «энергетическим топливом» [40]. После конверсии (процесс переработки газа с целью изменения состава исходной газовой смеси) CO и необходимой очистки этот газ может быть использован как технологический в производстве аммиака и метанола. Технологический пар под давлением 7атм. при температуре 165 °С может подаваться в заводскую сеть предприятия.

Готовым продуктом являются также раствор соды кальцинированной.

Вторым видом готовой продукции является 5-10 % - ный водный раствор кальцинированной соды, получаемый в результате растворения плава соды, поступающего из реактора, и растворения пыли кальцинированной соды получаемой в результате очистки продуктов сгорания. Характеристики водного раствора кальцинированной соды представлены в таблице 3 [27].

Таблица 3 – Водный раствор кальцинированной соды

№	Наименование показателя	Норма
1	2	3
1	Внешний вид	Прозрачная жидкость без определенного цвета и запаха
2	Массовая доля общей щелочности в пересчете на углекислый натрий в %	5-10
3	Массовая доля свободной щелочи в перерасчете на NaOH в %	0,2-0,8
4	Показатель pH	10,8-11,8

Водный раствор кальцинированной соды используется для нужд очистных сооружений, а также нейтрализации кислых стоков предприятия.

Химизм процесса кислородной газификации можно рассматривать как неполное окисление углерода [40]. Наиболее часто окислителями (газифицирующим агентом) для нефтяных остатков и твердых топлив являются кислород O_2 , углекислый газ CO_2 и водяной пар H_2O .

Если рассматривать реакции газификации по углероду, то они будут следующими [40]:

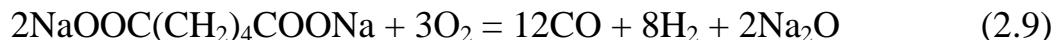


Наряду с основными реакциями протекают также [40]:

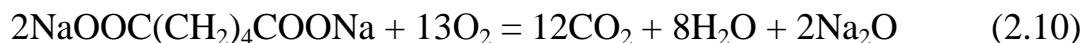


При доступе воздуха в состав газа будет входить N_2 и NO_2 .

Химизм процессов газификации для адипината натрия может быть выражен следующим основным уравнением реакции [40]:



В качестве побочной реакции может протекать и реакция [40]:



Натриевые соли моно-, и дикарбоновых кислот (муравьиной, уксусной, пропионовой, масляной, валериановой, капроновой, щавелевой, янтарной, глутаровой, оксикислот) при высокой температуре и давлении также подвергаются деструкции и переходят в оксиды и гидроксиды натрия, диссоциируют на ионы, которые взаимодействуя с углекислотой, образуют соду кальцинированную [40].



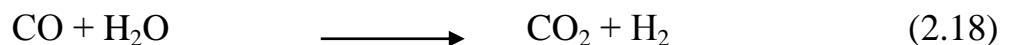
Органические примеси при газификации перейдут в CO и H_2 [40]:



Скорость реакций неполного окисления зависит от температуры процесса, которая должна быть выше 800 - 900 °C. Процесс газификации нефтяных остатков осуществляется при температурах 1230 - 1480 °C под давлением подаваемого газифицирующего агента. Необходимая температура

поддерживается за счет экзотермических реакций самого процесса. При газификации водных растворов адипатов натрия для достижения высокой температуры (1350 - 1400 °C) необходимо дополнительное тепло за счет сжигания природного газа.

При сжигании природного газа происходят реакции [38]:



Выводы

В отходящем газе вероятно присутствие остатков природного газа.

Изменяя состав газифицирующего агента (соотношение кислород-природный газ), можно обеспечить желаемую температуру. Оптимальную температуру процесса, и давление, устанавливают исходя из технологических «соображений» [39]. В частности, от способа удаления шлаковой части и состава образующих газов. Процесс газификации проводят в газогенераторе, поэтому получаемые газы называют - генераторными. Состав генераторного газа определяет дальнейшее его использование, как энергетического топлива.

3 Расчет материального и теплового балансов агрегата сжигания и предлагаемой технологии газификации

3.1 Материальный баланс агрегата сжигания

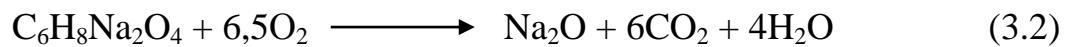
Материальный баланс отделения сжигания составлен на основании таблицы №3. При составлении материального баланса учитываются такие составляющие как нормы прихода и расхода сырья, материалов и энергоресурсов, необходимые для выпуска товарного продукта, полученного из отходов производства капролактама [27].

Составляем основные уравнения реакций [13, 14]:

1.1 Сгорание (окисление) адипатов натрия [13]:



Расставляем коэффициенты и проверяем баланс по молярной массе [14]:



$$M(\text{C}_6\text{H}_8\text{Na}_2\text{O}_4) = 190 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(6,5\text{O}_2) = 208 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(\text{Na}_2\text{O}) = 62 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(6\text{CO}_2) = 264 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(4\text{H}_2\text{O}) = 72 \text{ кмоль/ч}$$

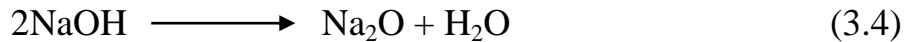
$$M(C_6\text{H}_8\text{Na}_2\text{O}_4 + 6,5\text{O}_2) = 190 + 208 = 398 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(\text{Na}_2\text{O} + 6\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}) = 62 + 264 + 72 = 398 \text{ кмоль/ч}$$

1.2 Разложение свободной щелочи [13]:



Расставляем коэффициенты и проверяем баланс по молярной массе [14].



$$M(2\text{NaOH}) = 80 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(\text{Na}_2\text{O}) = 62 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(\text{H}_2\text{O}) = 18 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(\text{Na}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}) = 62 + 18 = 80 \text{ кмоль/ч}$$

1.3 Сгорание (окисление) циклогексанола [13]:



Расставляем коэффициенты и проверяем баланс по молярной массе [14]:



$$M(\text{C}_6\text{H}_{11}\text{OH}) = 100 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(8,5\text{O}_2) = 272 \text{ кмоль/ч}$$

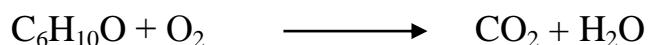
$$M(\text{C}_6\text{H}_{11}\text{OH} + 8,5\text{O}_2) = 100 + 272 = 372 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(6\text{CO}_2) = 264 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(6\text{H}_2\text{O}) = 108 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(6\text{CO}_2 + 6\text{H}_2\text{O}) = 264 + 108 = 372 \text{ кмоль/ч}$$

1.4 Сгорание (окисление) циклогексанона [13]



Расставляем коэффициенты и проверяем баланс по молярной массе [14]:



$$M(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}) = 98 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(8\text{O}_2) = 256 \text{ кмоль/ч}$$

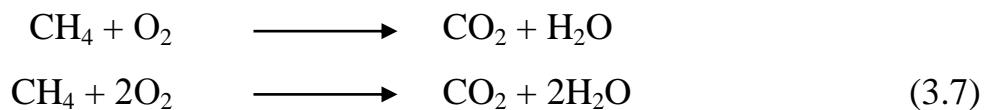
$$M(C_6\text{H}_{10}\text{O} + 8\text{O}_2) = 98 + 256 = 354 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(6\text{CO}_2) = 264 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(5\text{H}_2\text{O}) = 90 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(6\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}) = 264 + 90 = 354 \text{ кмоль/ч}$$

1.5 Сгорание (окисление) топливного газа (в расчете на метан) [13]:



$$M(\text{CH}_4) = 16 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(2\text{O}_2) = 64 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(CH_4 + 2O_2) = 16 + 64 = 80 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(\text{CO}_2) = 44 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(2\text{H}_2\text{O}) = 36 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(CO_2 + 2H_2O) = 44 + 36 = 80 \text{ кмоль/ч} \quad [14]$$

1.6 Получение калиницированной соды [13]:



$$M(\text{Na}_2\text{O}) = 62 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(CO_2) = 44 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(Na_2O + CO_2) = 62 + 44 = 106 \text{ кмоль/ч}$$

$$M(Na_2CO_3) = 106 \text{ кмоль/ч} [29]$$

2. Расчет по уравнениям реакции. Количество прореагировавших веществ и образовавшихся продуктов:

2.1 Прореагировало 2120 кг/ч адипатов натрия. Переведем в кмоль/ч

$$M(C_6H_8Na_2O_4) = 190 \text{ кг/кмоль} [14]:$$

$$F(C_6H_8O_4) = \frac{G}{M} = \frac{2120}{190} = 11,158 \text{ кмоль/ч} \quad (3.9)$$

где F – мольный расход, кмоль/ч;

G – массовый расход, кг/ч;

M – молярная масса вещества, кг/кмоль.

По реакции (3.2) израсходовалось $6,5 \cdot 11,158 \text{ кмоль/ч}$ кислорода (O_2)

$$6,5 \cdot 11,158 = 72,53 \text{ кмоль/ч} (O_2)$$

Образовалось $11,158 \text{ кмоль/ч} (Na_2O)$

Образовалось $6 \cdot 11,158 = 66,948 \text{ кмоль/ч} (CO_2)$

Образовалось $4 \cdot 11,158 = 44,632 \text{ кмоль/ч} H_2O(nap)$

2.2 По реакции (3.4) разложилось [14]:

$$F(NaOH) = \frac{G}{M} = \frac{320}{40} = 8 \text{ кмоль/ч} \quad (\text{свободной щелочи}) \quad (3.10)$$

По реакции (3.4) образовалось $\frac{1}{2} \cdot 8 \text{ кмоль/ч} = 4 \text{ кмоль/ч} (Na_2O)$;

Образовалось $\frac{1}{2} \cdot 8 \text{ кмоль/ч} = 4 \text{ кмоль/ч} (H_2O)$

2.3 По реакции (3.5) разложилось [14]:

$$F(C_6H_{11}OH) = \frac{G}{M} = \frac{16}{100} = 0,16 \text{ кмоль/ч} (\text{циклогексанола}) \quad (3.11)$$

На это израсходовалось $8,5 \cdot 0,16 = 1,36$ кмоль/ч (O_2)
 при этом образовалось $6 \cdot 0,16 = 0,96$ кмоль/ч (CO_2) и $6 \cdot 0,16 = 0,96$ кмоль/ч
 $(H_2O_{\text{пар}})$

2.4 По реакции (3.6) разложилось [14]:

$$F(C_6H_{10}O) = \frac{G}{M} = \frac{16}{98} = 0,1633 \text{ кмоль/ч (циклогексанона)} \quad (3.12)$$

На это израсходовалось $8 \cdot 0,1633 = 1,31$ кмоль/ч (O_2)

при этом образовалось

$$6 \cdot 0,1633 = 0,9798 \text{ кмоль/ч } (CO_2) \text{ и } 5 \cdot 0,1633 = 0,8165 \text{ кмоль/ч } (H_2O \text{ пар})$$

2.5 По реакции (3.7) прореагировало топливного газа в пересчете на метан [14]:

$$F(CH_4) = \frac{G}{M} = \frac{880}{16} = 55 \text{ кмоль/ч} \quad (3.13)$$

На это израсходовалось $2 \cdot 55 = 110$ кмоль/ч (O_2)

при этом образовалось $1 \cdot 55 = 55$ кмоль (CO_2) и $2 \cdot 55 = 110$ кмоль/ч (H_2O пар)

2.6 По реакции (3.8) прореагировало Na_2O 11,158 кмоль/ч по реакции (3.2) и 4 кмоль/ч по реакции (3.4) [14].

итого $11,158 + 4,0 = 15,158$ кмоль/ч (Na_2O)

дополнительно прореагировало $1 \cdot 15,158 = 15,158$ кмоль/ч (CO_2)

при этом образовалось $1 \cdot 15,158 = 15,158$ кмоль/ч (Na_2CO_3) (сода кальцинированная)

2.7 Всего образовалось CO_2 за вычетом CO_2 , прореагировавшего с Na_2O по реакции (3.8):

$$66,948(1) + 0,96(3) + 0,9798(4) + 55(5) - 15,158(6) = 108,73 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(CO_2) = F \cdot M = 108,73 \text{ кмоль/ч} \cdot 44 \text{ кг/кмоль} = 4784,11 \text{ кг/ч}$$

2.8 Всего образовалось H_2O [14]:

$$44,632(3.1) + 4,0(3.2) + 0,96(3.3) + 0,8165(3.4) + 110(3.5) = 160,41 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(H_2O) = F \cdot M = 160,41 \text{ кмоль/ч} \cdot 18 \text{ кг/кмоль} = 2887,35 \text{ кг/ч}$$

Дополнительно 5528 кг/ч вода из раствора адипатов.

$$\text{Итого } H_2O(nap) = 2887,35 + 5528 = 8415,35 \text{ кг/ч}$$

2.9 Всего осталось кислорода [14]:

Поступило в реакцию O_2 6607 кг/ч

$$F = \frac{G}{M} = \frac{6607}{32} = 206,47 \text{ кмоль/ч} \quad (3.14)$$

Осталось (поступило – израсходовалось):

$$206,47 - 72,53 - 1,36 - 110 = 21,27 \text{ кмоль/ч} [13]$$

$$G = F \cdot M = 21,27 \cdot 32 = 680,6 \text{ кг/ч}$$

3. Составим таблицу материального баланса (таблица 4).

Сода частично уносится с отходящими газами в виде пыли в количестве 35,4% (установлено экспериментально).

Тогда расход плава кальцинированной соды составит

$$F_{(плав)} = \frac{15,158 \cdot (100 - 35,4)}{100} = 9,792 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(\text{плав}) = 9,792 \cdot 106 = 1037,95 \text{ кг/ч}$$

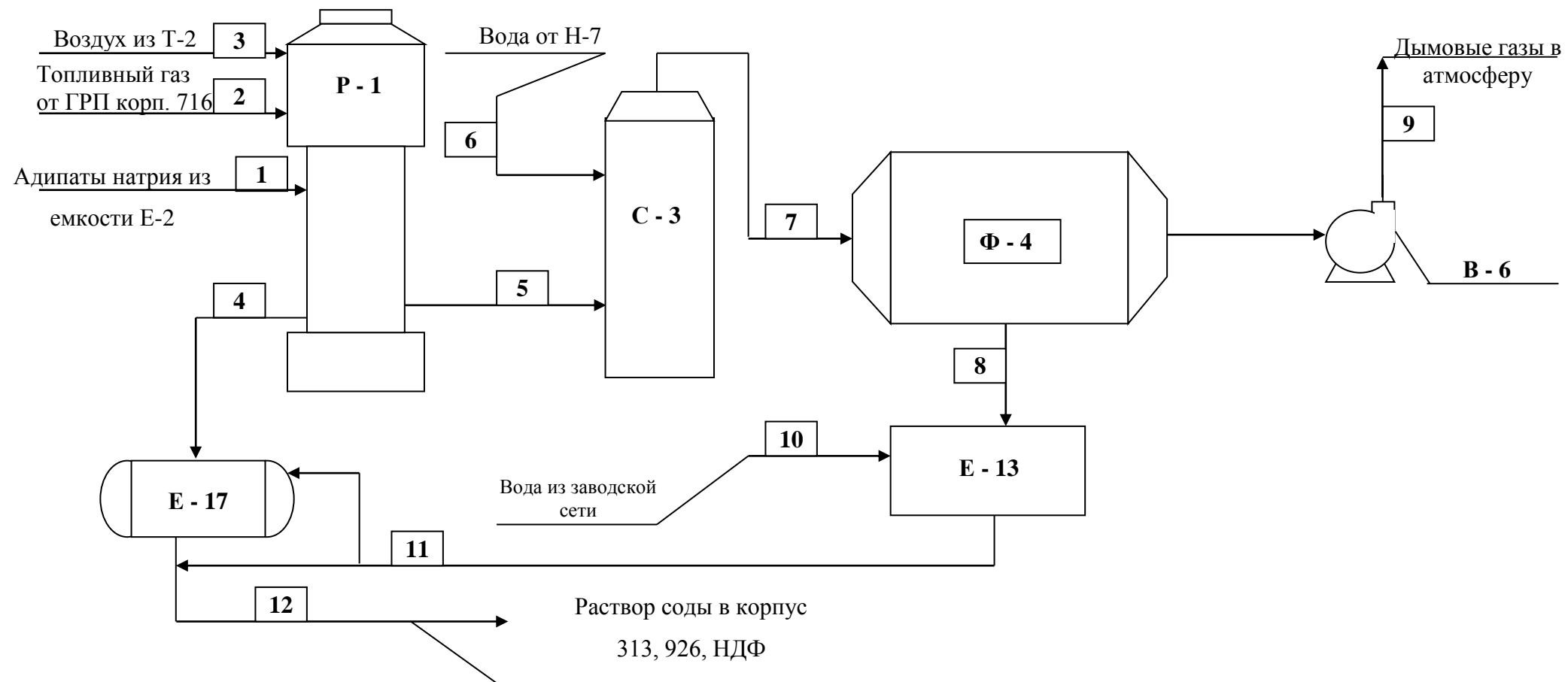
В виде пыли уносится

$$G(\text{пыль}) = (15,158 \cdot 106) - 1037,95 = 1606,75 - 1037,95 = 568,8 \text{ кг/ч}$$

Схема материальных потоков представлена на рисунке 8 [27].

Таблица 4 – Материальный баланс агрегата сжигания

№ потока	Приход			№ потока	Расход		
	Статьи расхода	кг/ч	% вес		Статьи расхода	кг/ч	% вес
1	2	3	4	1	2	3	4
Стадия термического разложения адипатов натрия							
1	Раствор адипатов:			4	Плав кальцинированной соды Na_2CO_3	1037,95	100
	а) адипат натрия	2120	26,5				
	б) свободная щелочь	320	4,0	5	Отходящие газы циклонного реактора:		
	в) циклогексанол	16	0,2		а) кислород	680,6	1,88
	г) циклогексанон	16	0,2		б) азот	21725	60,06
	д) вода	5528	69,1		в) двуокись углерода	4784,11	13,23
	Итого:	8000	100		г) водяной пар	8415,35	23,26
					д) пыль кальцинированной соды	568,8	1,57
2	Топливный газ	880	100		Итого:	36173,86	100
3	Воздух						
	а) кислород	6607	23,3		Всего:	37212	
	б) азот	21725	76,7				
	Итого:	28332	100				
	Всего:	37212					



3.2 Тепловой баланс агрегата сжигания

Схема тепловых потоков агрегата сжигания изображена на рисунке 9.

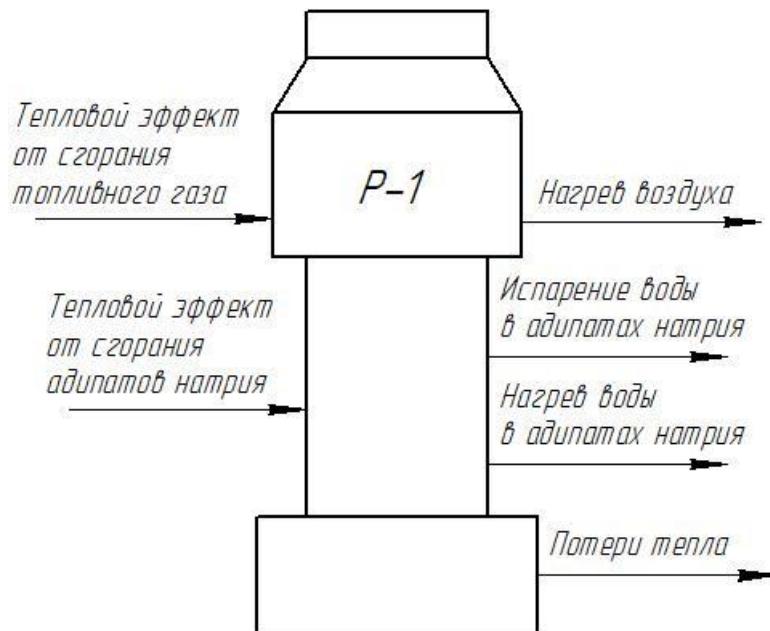


Рисунок 9 – Схема тепловых потоков агрегата сжигания

Справочные данные [11]:

Калорийность топливного газа (в пересчете на метан) 1364,5 ккал/кг

Тепло сгорания адипатов натрия 1387,5 ккал/кг

Теплоемкость воды 1 ккал/кг · град

Теплота испарения (кипения) воды при (100 °C) 540 ккал/кг

1. Расчет приходной части:

1.1 Термический эффект от сгорания адипатов натрия [13]:

$$Q = 1387,5 \cdot 2120 = 2941500 \text{ ккал/ч}$$

1.2 Термический эффект от сгорания топливного газа [13]:

$$Q = 1364,5 \cdot 880 = 1200760 \text{ ккал/ч}$$

1.3 Итого в приходной части:

$$Q = 2941500 + 1200760 = 4142260 \text{ ккал/ч}$$

2. Расчет расходной части

2.1 Нагрев воды в адипатах натрия с 50 °C до 100 °C [13]

$$Q = Cp \cdot G \cdot \Delta t = 1 \text{ ккал/кг} \cdot \text{град} \cdot 5528 \cdot 50 = 276400 \text{ ккал/ч} \quad (3.15)$$

где Q – количество тепла, ккал/ч;

C_p – удельная теплоемкость вещества (табличное значение);

G – массовый расход, кг/ч;

Δt – разница значения конечной и начальной температуры вещества.

2.2 Испарение воды в адипатах натрия [13]:

$$Q = q \cdot G = 540 \text{ ккал/кг} \cdot 5528 = 2985120 \text{ ккал/ч} \quad (3.16)$$

где q – удельная теплота сгорания (определяется экспериментально, значение находится в справочной литературе).

2.3 Нагрев воздуха до температуры начала реакции [13]

$$Q = Cp \cdot G \cdot \Delta t = 0,24 \text{ ккал/кг} \cdot \text{град} \cdot 28333 \cdot 120 = 815990,4 \text{ ккал/ч} \quad (3.17)$$

2.4 Тепловые потери в окружающую среду [13]:

$$4142260 - 276400 - 2985120 - 815990,4 = 64749,6 \text{ ккал/ч}$$

Тепловой баланс агрегата сжигания представлен в таблице 5.

Таблица 5 – Термический баланс агрегата сжигания

Приход		Расход	
Статьи прихода	Ккал/час	Статьи расхода	Ккал/час
1	2	3	4
Термический эффект от сгорания адипатов натрия	2941500	Нагрев воды в адипатах натрия с 50 °C до 100 °C	276400
Термический эффект от сгорания топливного газа	1200760	Испарение воды в адипатах натрия	2985120
		Нагрев воздуха до температуры начала реакции	815990,4
		Термовые потери в окружающую среду	64749,6
Итого	4142260	Итого	4142260

3.3 Материальный баланс стадии газификации

Стадия газификации включает кислородную газификацию органических отходов в свободном объеме реактора-генератора и жидкое шлакоудаление. Расчет проведен на производительность реактора-генератора 10 т/час.

Подача кислорода дана на «безостаточную» газификацию топлива.

Питательная вода непосредственно контактирует с газовой смесью, в результате чего происходит ее охлаждение с 1350 °C до 213 °C, а шлак (расплав углекислого натрия) гранулируется. Парогазовая смесь за счет охлаждения и конденсации пара производит пар и небольшой его перегрев. Количество подаваемой воды определяют из расчета полного растворения углекислого натрия плюс количество воды, которое испаряется при контакте с раскаленным газом и шлаком.

Расчет материального баланса стадии газификации:

1. Считаем сумму элементов в приходе в кг/ч и кмоль/ч

$$F = \frac{G}{M} \quad (3.18)$$

1.1 Углерод (C) [14]:

$$G = 1579,0 + 107,1 = 1686,1 \text{ кг/ч}$$

$$F = \frac{G}{M} = \frac{1686,1}{12} = 140,508 \text{ кмоль/ч}$$

1.2 Водород (H) [14]:

$$G = 766 + 35,7 = 801,7 \text{ кг/ч}$$

$$F = \frac{G}{M} = \frac{801,7}{1} = 801,7 \text{ кмоль/ч}$$

1.3 Кислород (O и O₂; и суммарно в пересчете на O) [14]:

$$G(O) = 4866,0 \text{ кг/ч}$$

$$F(O) = \frac{G}{M} = \frac{4866,0}{16} = 304,13 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(O_2) = 20 + (4522 \cdot 0,95) = 4315,9 \text{ кг/ч}$$

$$F(O_2) = \frac{G}{M} = \frac{4315,9}{32} = 134,87 \text{ кмоль/ч}$$

$$\sum G(O) = G(O) + 2G(O_2) = 304,13 + 2 \cdot 134,87 = 573,87 \text{ кмоль/ч}$$

1.4 Азот (N₂) [14]:

$$G = 479,8 + (4522 \cdot 0,05) = 705,9 \text{ кг/ч}$$

1.5 Вода (H₂O) [14]:

$$G = 18623,9 + 4627,5 = 23251,4 \text{ кг/ч}$$

1.6 Сода (шлак) Na₂CO₃ [14]:

$$G = 2789,0 \text{ кг/ч}$$

1.7 Итого (приход):

$$\sum G(\text{приход}) = 1686,1 + 801,7 + 4866,0 + 4315,9 + 705,9 + 23251,4 + 2789 = 38416 \text{ кг/ч}$$

2. Считаем продукты в расходе с учетом протекания реакций.

Экспериментальные данные: при газификации в данных условиях углерод распределяется на получение CO, CO₂ и CH₄ в мольном соотношении 48 %, 48 %, 4 % соответственно.

2.1 Образование CO (угарный газ) [14]:

$$F(CO) = \frac{F(c) \cdot 48\%}{100\%} = 140,508 \cdot 0,48 = 67,44 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(CO) = F(CO) \cdot M = 67,44 \cdot 28 = 1888,32 \text{ кг/ч}$$

2.2 Образование CO₂ (углекислый газ) [14]:

$$F(CO_2) = \frac{F(c) \cdot 48\%}{100\%} = 140,508 \cdot 0,48 = 67,44 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(CO_2) = F(CO_2) \cdot M = 67,44 \cdot 44 = 2967,36 \text{ кг/ч}$$

2.3 Образование CH₄ (метан) [14]:

$$F(CH_4) = \frac{F(c) \cdot 4\%}{100\%} = 140,508 \cdot 0,04 = 5,62 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(CH_4) = F(CH_4) \cdot M = 5,62 \cdot 16 = 89,92 \text{ кг/ч}$$

2.4 Образование N₂ (азот) [14]:

N₂ не участвует в реакции и остается без изменений

$$G(N_2) = 705,9 \text{ кг/ч}$$

2.5 Образование Na₂CO₃ (кальцинированная сода) [14]:

Na_2CO_3 не участвует в реакции, но выводится в виде водного раствора с массовой концентрацией 20,5 %.

$$G(\text{Na}_2\text{CO}_3) = 2789,0 \text{ кг/ч}$$

2.6 Расход воды (H_2O) на образование водного раствора Na_2CO_3

$$G(\text{H}_2\text{O}) = \frac{G(\text{Na}_2\text{CO}_3) \cdot (100\% - 20,5\%)}{20,5\%} = \frac{2789 \cdot 79,5}{20,5} = 10815,88 \text{ кг/ч}$$

2.7 Образование водяного пара [14]:

Оставшаяся вода переходит в водяной пар:

$$G(\text{пар}) = G(\text{H}_2\text{O}_{\text{исх}}) - G(\text{H}_2\text{O}) = 23251,4 - 10815,88 = 12435,52 \text{ кг/ч}$$

2.8 Образование дополнительного количества водяного пара при взаимодействии кислорода и водорода:

Кислород расходуется на образование CO и CO_2

$$F(\text{O}) \text{ на образование } \text{CO} = F(\text{CO}) = 67,44 \text{ кмоль/ч}$$

$$F(\text{O}) \text{ на образование } \text{CO}_2 = 2 \cdot F(\text{CO}) = 2 \cdot 67,44 = 134,88 \text{ кмоль/ч}$$

Оставшийся кислород:

$$F(\text{O}) = 573,87 - 67,44 - 134,88 = 371,55 \text{ кмоль/ч}$$

На связывание такого количества кислорода по реакции:



необходимо в 2 раза больше водорода:

$$F(\text{H}) = 371,55 \cdot 2 = 743,1 \text{ кмоль/ч}$$

При этом образуется вода:

$$F(\text{H}_2\text{O}) = F(\text{O})_{\text{оставш.}} = 371,55 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(\text{H}_2\text{O})_{\text{допол.}} = F(\text{H}_2\text{O}) \cdot M = 371,55 \cdot 18 = 6687,9 \text{ кг/ч}$$

2.9 Оставшееся количество водорода (H) [13]:

Водород расходуется на образование метана (CH_4):

$$CH_4 = 4 \cdot F(CH_4) = 4 \cdot 5,62 = 22,48 \text{ кмоль/ч}$$

Оставшийся водород:

$$F(H) = 801,7 - 743,1 - 22,48 = 36,12 \text{ кмоль/ч}$$

в пересчете на H₂:

$$F(H_2) = \frac{F(H)}{2} = \frac{36,12}{2} = 18,06 \text{ кмоль/ч}$$

$$G(H_2) = F(H_2) \cdot M = 18,06 \cdot 2 = 36,12 \text{ кг/ч}$$

2.10 Итого в расходе [14]:

$$G(\text{расход}) = 1888,32 + 2967,36 + 89,92 + 705,9 + 2789 + 10815,88 + 12435,52 + 6687,9 + 36,12 = 38416 \text{ кг/ч}$$

Из них:

$$2789 + 10815,88 = 13604,88 \text{ раствор соды (шлака)}$$

$$12435,52 + 6687,9 = 19123,42 \text{ водяной пар}$$

Остальное: генераторный газ – 5687,64

Материальный баланс стадии газификации представлен в таблице 6.

Схема материальных потоков представлена на рисунке 10.

Таблица 6 – Материальный баланс стадии газификации

Номер потока	Приход				Номер потока	Расход			
	Статья прихода	Компоненты	Состав, % масс. (об.)	Расход, кг/час		Статья расхода	Компоненты	Состав, % масс. (об.)	Расход, кг/час
1	Адипаты натрия (50°C)	C	15,79	1579,0	7	Сухой генераторный газ (1350°C, P=25ата)	CO	33,2	1888,32
		H	7,66	766,0			CO ₂	52,17	2967,36
		O	48,66	4866,0			H ₂	0,64	36,12
		Na ₂ CO ₃	27,89	2789,0			CH ₄	1,58	89,92
		Итого:		100,0	10000,0		N ₂	12,41	705,9
								100,0	5687,62
2	Природный газ (50°C)	C	75,0	107,1	8	Углекислый натрий (шлак)	Na ₂ CO ₃	20,5	2789,0
		H	25,0	35,7					
		Итого:		100,0	142,8 (200 нм ³ /час)		9	Отходящая вода (со шлаком) 70°C	H ₂ O
									79,5
								Жидкий шлак	10815,88
									13604,88
3	Газ для продувки пространства за экраном (50°C)	N ₂	96,0	479,8	10	Водяной пар p=7ата, 165°C	H ₂ O	100,0	19123,42
		O ₂	4,0	20,0					
		Итого:		100,0	499,8 (400 нм ³ /час)				
4	Технический кислород	O ₂	95,0	4522,0					
		N ₂	5,0	(3185,3 нм ³ /час)					
5	Питательная вода (104°C)	H ₂ O	100,0	18623,9					
				(19217 нм ³ /час)					
6	Добавочная вода (20°C)	H ₂ O	100,0	4627,5					
	Всего:			38416,0		Всего:			38416,0

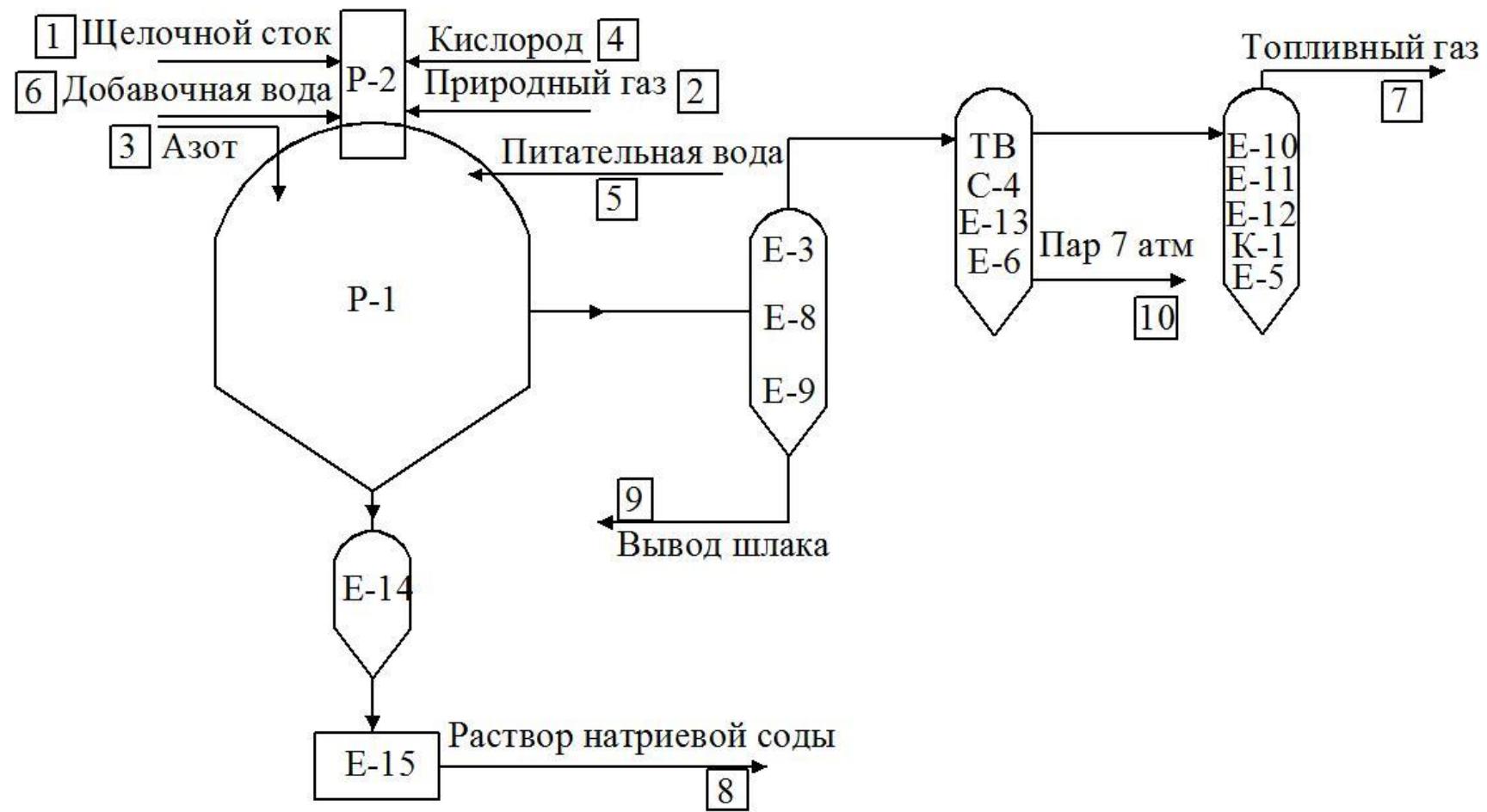


Рисунок 10 – Схема материальных потоков при газификации

3.4 Тепловой баланс стадии газификации

1. Теплота сгорания природного газа калорийностью 1364,5 ккал/кг [14]:

$$Q = 142,8 \cdot 1364,5 = 194850,6 \text{ ккал/ч}$$

2. Теплота сгорания адипатов натрия калорийностью 1387,5 ккал/кг [14]:

$$Q = 1000 \cdot 1387,5 = 13875000 \text{ ккал/ч}$$

Итого (приход): $13875000 + 194850,6 = 14069850,6 \text{ ккал/ч}$

3. Теплота, уходящая с генераторным газом калорийностью 1364,5:

$$Q = 5627,64 \cdot 1275,22 = 7176479,1 \text{ ккал/ч}$$

4. Теплота, уносимая водой со шлаком (содой), при нагреве от 50°C до 80°C [14]:

$$Q = 10815,88 \cdot 1,2 \cdot (80 - 50) = 389371,7 \text{ ккал/ч}$$

5. Тепло, идущее на выработку пара:

$$Q = 14069850,6 - 7176479,1 - 389371,7 = 6503999,8 \text{ ккал/ч}$$

Тепловой баланс газификации представлен в таблице 7.

Таблица 7 – Тепловой баланс стадии газификации

Приход		Расход	
Статьи прихода	Ккал/час	Статьи расхода	Ккал/час
1	2	3	4
Теплота сгорания природного газа	194850,6	Теплота, уходящая с сухим генераторным газом	7176479,1
Тепло сгорания адипатов натрия	13875000,0	Тепло охлаждения реактора, которое идет на выработку пара	6503999,8
		Тепло, уносимое водой со шлаком	389371,7
Всего:	14069850,6	Всего:	14069850,6

4 Расчет основного технологического оборудования стадии газификации

4.1 Выбор и технологический расчет газогенератора

Основным аппаратом технологической схемы газификации выбран реактор-газификатор с жидким шлакоудалением [29], который представляет собой вертикальную колонну. Чертеж реактора газификатора представлен в Приложении Д.

Реактор можно условно разделить на три зоны: топочную камеру, зону охлаждения и зону вывода шлака. В верхней части газификатора располагается реакционная зона и монтируется специальная горелка. Для инициирования и поддержания горения в горелку подается природный газ и частично технический кислород. Конструкция горелки включает также форсунку для распыла растворов адипатов натрия и подачу технического кислорода для их перемешивания. Горелка охлаждается водой, поэтому предусмотрен ввод и вывод воды в холодильник. Водоохлаждение позволяет предотвратить возгорание непосредственно в горелке.

Температура на выходе из реакционной зоны поддерживается равной 1350 °С, что позволяет осуществлять безостановочную газификацию. Стенки аппарата в зоне охлаждения выполнены водоохлаждаемыми, с экраном из ошипованных толстостенных труб с карборундовой набивкой по шипам.

Охлаждение газа, содержащего частички расплава кальцинированной соды, осуществляется в зоне охлаждения путем прямого контакта газа с водой [29]. При этом расплав гранулируется, а газ охлаждается до 210 °С. В аппарат подается необходимое количество воды, которое требуется для снятия тепла за счет испарения воды и для растворения соды. Реактор-генератор снабжен системой шлюзования [29] для вывода скопившихся в нижней части контактного аппарата твердых включений.

Для проведения процесса газификации отходов капролактама была выбрана такая конструкция реактора, которая позволяет получить качественный синтез-газ с высокой теплотой сгорания. Также в газификаторе данного типа упрощается процесс удаления шлака за счет стекания его под действием силы тяжести в предназначенную для этого емкость.

Рассчитаем объем реакционной зоны реактора-газогенератора. Объем необходимый для горения стоков можно определить по формуле [32]:

$$V = \frac{B \cdot Q_h^p}{\sigma} \quad (4.1)$$

где В – расход стоков, в кг/с;

$$B = 10000 \text{ кг/час или } 10000 / 3600 = 2,78 \text{ кг/с};$$

Q_h^p – низшая теплота сгорания стоков, в МДж/кг;

σ – тепловое напряжение реакционной зоны при горении стоков может составлять 1,2 - 2,2 МВт/м³ (Среднее значение - 1,7 МВт/м³).

Тепловое напряжение σ реакционной зоны при сжигании стоков совместно с природным газом может составлять 12 - 14 МВт/м³ (Среднее значение - 13 МВт/м³)

$$Q_h^p = 1387,5 \text{ ккал/кг или (1 кал} = 4,18 \text{ Дж) } 5799,75 \text{ кДж или } 5,8 \text{ МДж.}$$

$$V_1 = \frac{2,78 \cdot 5,8}{17} = 9,5 \text{ м}^3$$

$$V_2 = \frac{2,78 \cdot 5,8}{13} = 1,2 \text{ м}^3$$

Берем среднее значение $V = 5,35 \text{ м}^3$.

Поскольку при горении стоков происходит выпаривание воды реакционный объем можно выбирать из расчета удельного напряжения по испаряемой влаге примерно 0,6 - 1,2 т/(ч·м³) - среднее 0,9 т/(ч·м³).

Поскольку стоки содержат 50 % воды, а расход стоков 10 т/час, количество испаряемой влаги составляет 5 т/час, а реакционный объем необходим:

$$V = \frac{5}{0,9} = 5,55 \text{ м}^3$$

По количеству испаряемой влаги в нижней части реактора 18,66 т/час необходим реакционный объем

$$V = \frac{18,66}{0,9} = 20,36 \text{ м}^3$$

Ориентировочный реакционный объем составляет:

$$V_{oo} = 5,35 + 5,55 + 20,36 = 31,26 \text{ м}^3$$

Для облегчения теплосъема выбираем аппарат с внутренним диаметром 2 м и длиной 10 м.

Внутренний объем такого аппарата равен:

$$V_{in} = \frac{3,14 \cdot R^2 \cdot L}{0,9} + \frac{4 \cdot 3,14 \cdot R^3}{3} = 35,58 \text{ м}^3$$

С учетом организации водоохлаждающего устройства для стенок эффективный диаметр аппарата в реакционной зоне составляет - 1,4 м (свободный объем 14,9 м³), рабочий объем охлаждающей зоны - 16,5 м³, общий 31,4 м³.

4.2 Расчет и конструирование элементов оборудования

Для обеспечения долговечности и безопасности работы аппаратов необходимо рассчитывать их исполнительную толщину [15, 17]. Расчет и конструирование элементов оборудования проведен по пособию [16].

В зависимости от конструкции и вида действующих факторов в элементах аппаратов возникают различные напряжения:

- под действием внутреннего давления $P = 25$ ата ($2,5$ МПа) в стенках аппарата возникает напряжение растяжения,
- аппарат снабжен наружной рубашкой и его корпус подвергается действию наружной среды, находящейся в рубашке, $P = 1$ МПа.

Все вертикальные аппараты испытывают осевое сжимающее или растягивающее усилие (F), но его следует учитывать при отношении высоты к диаметру больше пяти. Для невысоких аппаратов величиной сжимающей силы можно пренебречь.

Расчетную толщину стенки S_p для внутреннего давления определяют по формуле:

$$S_p = \frac{P \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - P} \quad (4.2)$$

где $[\sigma]$ – допускаемое напряжение для стали 12ХМ принимаем 145 МПа;

φ – коэффициент прочности сварных швов принимаем $0,9$;

D – внутренний диаметр аппарата – 2 м.

Расчетную толщину стенки S_p для наружного давления определяют по формуле:

$$S_p = \max[K_2 \cdot D \cdot 10^{-2}; \frac{1,1 \cdot P \cdot D}{2 \cdot [\sigma]}] \quad (4.3)$$

Коэффициент K_2 определяется по номограмме на основании коэффициентов K_1 и K_3 .

$$K_1 = \frac{n_y \cdot P}{2,4 \cdot 10^{-6} \cdot E} \quad (4.4)$$

где n_y – коэффициент запаса прочности, принимаем для рабочих условий равным $2,4$;

E – модуль упругости конструкционного материала при расчетной температуре, принимаем $1,9 \cdot 10^5$ Мпа;

$$K_3 = \frac{L}{D} \quad (4.5)$$

где L – приведенная длина обечайки:

$$L = L_u + L_1 + L_2 \quad (4.6)$$

где L_u – длина цилиндрической части обечайки;

L_1 и L_2 – длина примыкающих элементов с одной и другой стороны.

$$L_1 = L_2 = \frac{H}{3} \quad (4.7)$$

где H – высота выпуклой части днища, м.

Если давление в аппарате и рубашке остается постоянным, результирующее давление составляет $2,5 - 1,0 = 1,5$ МПа (внутреннее).

При сбросе давления внутри аппарата, результирующим станет давление в рубашке 1 МПа, при этом оно будет наружным.

При сбросе давления в рубашке результирующим давлением станет давление в аппарате – 2,5 МПа, и оно будет внутренним.

Неблагоприятными являются варианты с $P = 2,5$ МПа, как самое большое по абсолютной величине и вариант с $P = 1$ МПа, поскольку наружное давление является более разрушительным, чем внутреннее. Проверяем эти два варианта и выбираем наибольшую величину.

Рассчитываем толщину стенки S_p для внутреннего давления 2,5 МПа [15, 17]:

$$S_p = \frac{2,5 \cdot 2}{2 \cdot 145 \cdot 0,9 - 2,5} = 0,0193 \text{ м} = 19,3 \text{ мм}$$

Рассчитываем толщину стенки S_p для наружного давления 1 МПа:

$$S_p = \max \left[K_2 \cdot D \cdot 10^{-2}; \frac{1,1 \cdot P \cdot D}{2 \cdot [\delta]} \right]$$

Коэффициент K_2 определяется по номограмме на основании

коэффициентов K_1 и K_3 .

$$K_1 = \frac{n_y \cdot P}{2,4 \cdot 10^{-6} \cdot E} = \frac{2,4 \cdot 1}{2,4 \cdot 10^{-6} \cdot 1,9 \cdot 10^5} = 5,26$$

$$K_3 = \frac{L}{D} = \frac{10 + \frac{0,5}{3} + \frac{0,5}{3}}{2} = 5,17$$

$$K_2 = 1,3.$$

$$Sp = 1,3 \cdot 2 \cdot 10^{-2} = 0,026 \text{ м} = 26 \text{ мм.}$$

$$S_p = \frac{1,1 \cdot 1 \cdot 2}{2 \cdot 145} = 0,0076 \text{ м} = 7,6 \text{ мм}$$

Из расчетных величин принимаем наибольшее значение 26 мм.

Для обеспечения долговечности к расчетной величине добавляем сумму прибавок С:

$$S = S_p + C_1 + C_2 + C_3 \quad (4.8)$$

где C_1 – прибавка для компенсации коррозии и эрозии принимаем 0,25 мм на 20 лет службы, всего 5 мм;

C_2 – прибавка для компенсации минусового допуска по толщине листа, из которого изготавливают аппарат, которая равна 0,9 мм;

C_3 – технологическая прибавка, учитывающая утонение элемента при его изготовлении (штамповка, вытяжка) принимаем равным 0.

Тогда, исполнительная толщина составит:

$$S = 26 + 5 + 0,9 = 31,9 \text{ мм}$$

Принимаем стандартную величину из сортамента листовой стали - 32 мм.

Выполняем проверку на прочность по формуле определения допускаемого давления при нагруженном внутреннем давлении:

$$P \leq [P],$$

где допускаемое давление $[P]$ определяют по формуле:

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (S - C)}{D} + S - C = 3,4 \text{ MPa} \quad (4.9)$$

Условие соблюдается $2,5 \text{ MPa} \leq 3,4 \text{ MPa}$.

Проверку на прочность при нагруженном наружном давлении определяют по формуле:

$$[P] = \frac{[P]_n}{\sqrt{1 + \frac{[P]_n}{[P]_E}}} \quad (4.10)$$

Допускаемое давление из условия прочности $[P]_n$ определяем по формуле:

$$[P]_n = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (S - C)}{D} + S - C = 3,735 \text{ MPa} \quad (4.11)$$

Допускаемое давление из условия устойчивости в пределах упругости материала $[P]_E$ определяем по формуле:

$$[P]_E = \frac{20,8 \cdot 10^{-6} \cdot E \cdot D}{n_y \cdot B_1 \cdot L} \cdot \left[\frac{100 \cdot (S - C)}{D} \right]^2 \cdot \sqrt{\frac{100 \cdot (S - C)}{D}} = 0,64 \text{ MPa} \quad (4.12)$$

где B_1 :

$$B_1 = \min\{1,0; 9,45 \cdot \frac{D}{L} \cdot \sqrt{\frac{D}{100 \cdot (S - C)}}\} \quad (4.13)$$

Минимальным является значение $B_1 = 1$.

$$[P] = \frac{3,735}{\sqrt{1 + \frac{3,735}{0,64}}} = 1,43 \text{ MPa}$$

$$P \leq [P], 1,0 \text{ MPa} \leq 1,4 \text{ MPa}$$

Если соотношение

$$\frac{(S-C)}{D} \leq 0,1$$

$$0,013 \leq 0,1,$$

Условие тонкостенности выполняется.

4.3. Расчет котла-утилизатора

Исходными данными для расчета котла-утилизатора являются [15]:

Расход газов через котел-утилизатор - $G_0 = 26445 \text{ м}^3/\text{ч}$ при 25 атм;

Температура газов перед котлом-утилизатором - $t_r = 210^\circ\text{C}$;

Требуемое давление перегретого пара - $P_{пп} = 0,7 \text{ МПа}$;

Температура перегретого пара - $t_{пп} = 165^\circ\text{C}$;

Температура питательной воды на входе в котел - $t_{пв} = 104^\circ\text{C}$;

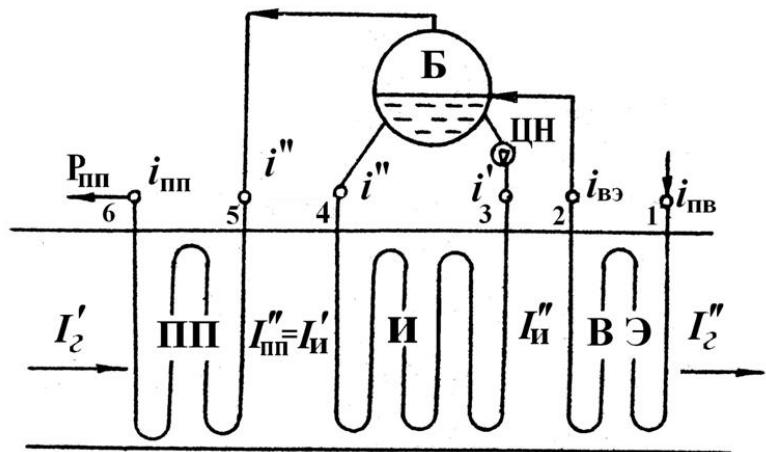
Состав газа: CO = 3,8 %, CO₂ = 7,9 %, H₂ = 4,4 %, H₂O = 81,8 %, N₂ = 2,1 %.

Среди различных типов котлов-утилизаторов в отдельную группу выделены газотрубные котлы. Маркировка газотрубных котлов: Г – горизонтальный; Б – с выносным барабаном–сепаратором; И – с включенной испарительной поверхностью.

Котлы: Г - 250, Г - 345, Г - 250П, Г - 345П, Г - 550П, Г - 145Б, Г - 1030Б, Г - 330БИ, Г - 445БИ, Г - 660БИ предназначены для выработки насыщенного пара за счет использования тепла технологических и отходящих газов в химической и нефтехимической отраслях промышленности.

Основными элементами котла-утилизатора являются барабан, испарительная поверхность нагрева, пароперегреватель и водяной экономайзер. В отдельных случаях могут отсутствовать пароперегреватель или водяной экономайзер, или сразу вместе.

Принципиальная расчетная схема котла-утилизатора представлена на рисунке 11.



Б – барабан, ВЭ - водяной экономайзер, И – испаритель, ПП – пароперегреватель, ЦН - циркуляционный насос, 1, 2, 3, 4, 5, 6 – коллекторы экономайзера, испарителя и пароперегревателя соответственно.

Рисунок 11 – Схема котла-утилизатора

При начальной температуре газов ниже 800 °С пароперегреватель, как правило, располагается первым по ходу газов. Приведенный ниже порядок теплового расчета котла-утилизатора как раз и рассматривает этот чаще всего встречающийся на практике случай. Целью расчета является определение количества теплоты, воспринимаемой имеющимися поверхностями нагрева и производительности пара котла-утилизатора при заданных параметрах.

По объему охлаждаемых газов принимаем аппарат Г - 660 БИ, рассчитанный на объем 35 тыс.м³ дымовых газов. Диаметр и толщина дымогарных труб 25x3; кол-во 648 шт. Суммарное наружное сечение $f_h = 1,271 \text{ м}^2$, суммарное внутренне сечение $f_{bh} = 0,985 \text{ м}^2$, длина 6000 мм

Приведем объем газа к нормальным условиям:

$$V_o = V \frac{273 \cdot P}{P_o T} = \frac{26445 \cdot 273 \cdot 24}{1 \cdot 483} = 358732,2 \text{ м}^3 / \text{час} \text{ или } 99,65 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Тепловой расчет котла-утилизатора приведен ниже в таблице 8.

Таблица 8 – Расчет котла-утилизатора

№ п/п	Параметр	Формула или рекомендация	Расчет
1	Температура газов на входе в котел		210 °C
2	Теплоемкость газов на входе в котел	$c_p = \sum c_{p,i} \cdot r_i$	$1,3084 \cdot 0,038 + 1,8044 \cdot 0,79 + 1,299 \cdot 0,044 + 1,52395 \cdot 0,818 + 1,30491 \cdot 0,021 = 1,52342 \text{ кДж/(м}^3\text{·К)}$
3	Задаемся температурой газов на выходе из котла		165 °C
4	Теплоемкость газов на выходе из котла	$c_p = \sum c_{p,i} \cdot r_i$	$1,3053 \cdot 0,038 + 1,7663 \cdot 0,079 + 1,2959 \cdot 0,044 + 1,5160 \cdot 0,818 + 1,3041 \cdot 0,021 = 1,5136 \text{ кДж/(м}^3\text{·К)}$
5	Энталпия газов при входе в котел	$I'_r = c_p t'_r$	$1,52342 \cdot 210 = 319,92 \text{ кДж/м}^3$
6	Энталпия газов на выходе из котла	$I''_r = c_p t''_r$	$1,5136 \cdot 165 = 248,23 \text{ кДж/м}^3$
7	Энталпия перегретого пара	По i-S диаграмме	2828 кДж/кг
8	Давление пара в барабане	$P_b = P_{пп} + \Delta P$	$0,7 + 0,07 = 0,77 \text{ Мпа}$
9	Температура пара в барабане	t_s по i-S диаграмме	169,2 °C
10	Энталпия пара в барабане	i'' по i-S диаграмме	2765 кДж/кг
11	Энталпия кипящей воды в барабане	i' по i-S диаграмме	703 кДж/кг
12	Энталпия питательной воды	$i_{пп} = 4,19 t_{пп}$	$4,19 \cdot 104 = 435,76 \text{ кДж/кг}$
13	Расход дымовых газов	G_0	99,65 м ³ /с
Тепловой баланс и производительность пара котла - утилизатора			
14	Коэффициент сохранения тепла	ϕ , принимаем значение	$0,98 Q_r = \phi G_0 (I'_r - I''_r)$
15	Теплота, отданная дымовыми газами	$Q_r = \phi \cdot G_0 (I'_r - I''_r)$	$0,98 \cdot 99,65 \cdot (319,92 - 248,23) = 7001 \text{ кВт}$
16	Расход продувочной воды из барабана	$D_{пп} = D_{пп} \Psi_1$	$D_{пп} = D_{пп} \cdot 0,05$
17	Производительность пара	$D_{пп} = Q_r / [(i_{пп} - i_{пп}) + 0,05(i' - i_{пп})]$	$7001 / [(2828 - 436,76) + 0,05 \cdot (703 - 435,76)] = 2,91 \text{ кг/с}$

Продолжение таблицы 8

Расчет пароперегревателя			
18	Теплота, идущая на перегрев пара	$Q_{пп} = D_{пп} (i_{пп} - i'')$	$2,91 \cdot (2828 - 2765) = 183,3 \text{ кВт}$
19	Энталпия газов за пароперегревателем	$I''_{пп} = I'_r - Q_{пп} / G_o \cdot \varphi$	$319,92 - [183,3 / (0,98 \cdot 99,650)] = 318,04 \text{ кДж / м}^3$
20	Температура газов за пароперегревателем	$t''_{пп}$, по i-s диаграмме	200,5 °C
21	Большая разность температур	$\Delta t_b = (t'_r - t_s)$	$210 - 169,2 = 40,8 \text{ °C}$
22	Меньшая разность температур	$\Delta t_m = (t''_{пп} - t_{пп})$	$200,5 - 165 = 35,5 \text{ °C}$
23	Температурный напор	$\Delta t = \frac{(\Delta t_b - \Delta t_m)}{\ln(\Delta t_b / \Delta t_m)}$	$(40,8 - 35,5) / \ln \cdot (40,8 / 35,5) = 38,61 \text{ °C}$
24	Средняя температура дымовых газов	$t_r = (t'_r + t''_{пп}) / 2$	$(210 + 200,5) / 2 = 205,25 \text{ °C}$
25	Живое сечение для прохода газов	По конструктивным характеристикам, f_r	0,985 m ²
26	Скорость движения дымовых газов	$w_r = \frac{G_o (t_r + 273)}{3600 f_r \cdot 273}$	$26445 \cdot (205,25 + 273) / (3600 \cdot 0,985 \cdot 273) = 13,06 \text{ м/с}$
27	Средняя температура пара	$t_{cp} = (t_s + t_{пп}) / 2$	$(169,5 + 165) / 2 = 166,75 \text{ °C}$
28	Живое сечение для прохода пара	По конструктивным характеристикам	1,271 m ²
30	Средняя скорость перегретого пара	$w_{ппер} = \frac{v_{пп} D_{пп}}{(3600 f_n)}$	$0,3084 \cdot 2,91 / 1,271 = 0,71 \text{ м/с}$
31	Коэффициент теплоотдачи от греющей среды к стенке	α_1 – по номограмме	94 Вт/(m ² ·K)
32	Коэффициент теплоотдачи	α_2 – по номограмме	936 Вт/(m ² ·K)
33	Коэффициент тепловой эффективности	Принимаем значение	0,61

Продолжение таблицы 8

34	Коэффициент теплопередачи	$k = \frac{\Psi \alpha_1}{1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2}}$	$0,61 \cdot 94 / (1 + 94 / 936) = 52,11 \text{ Вт/}(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
35	Площадь поверхности пароперегревателя	$F_{пп}$	142 м^2
36	Тепловосприятие пароперегревателя	$Q_t = kF_{пп}\Delta t$	$142 \cdot 52,11 \cdot 38,61 \cdot 10^{-3} = 285,7 \text{ кВт}$
Расчет испарителя			
37	Температура газов за испарителем	Принимаем значение	$169,2 \text{ }^\circ\text{C}$
38	Энталпия газов за испарителем	По I_r - t_r диаграмме	280 кДж/м^3
39	Количество теплоты, отданное газами пароводяной смеси	$Q_u = G_o (I''_{пп} - I''_u)J$	$99,5 \cdot 0,98 \cdot (318,04 - 280) = 3709 \text{ кВт}$
40	Средний температурный напор	$\Delta t = \frac{\Delta t_b - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_b}{\Delta t_m}}$	$38,61 \text{ }^\circ\text{C}$
41	Средняя температура газов	$t_r = \frac{t''_u + t'_u}{2}$	$189,4 \text{ }^\circ\text{C}$
42	Живое сечение для прохода газов	По конструктивным характеристикам	$0,985 \text{ м}^2$
43	Коэффициент теплоотдачи	α_1 – по номограмме 13 [1] (рис.3)	$94 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
44	Коэффициент использования	Принимаем $k = \zeta \alpha_1$	$0,6 \cdot 94 = 56,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
45	Тепловосприятие испарителя	$Q_t = kF\Delta t$	$56,4 \cdot 360 \cdot 38,61 \cdot 10^{-3} = 783,9 \text{ кВт}$

5 Экологичность процесса газификации и анализ преимуществ предлагаемой технологии

Экологичность процесса газификации щелочных стоков заключается в том, что обезвреживание (переработка) отходов производства капролактама не сопровождается выделением дымовых газов, в отличии от действующей технологии [12]. Сравнительная характеристика продуктов процессов сжигания и газификации отходов производства капролактама представлена в таблице 9.

Таблица 9 - Сравнительная характеристика продуктов процессов сжигания и газификации отходов производства капролактама

Продукты процесса сжигания		Продукты процесса газификации	
Наименование продуктов	Количество , т/ч	Наименование продуктов	Количество , т/ч
Плав кальцинированной соды Na_2CO_3	1,038	Шлак (Na_2CO_3)	2,789
Дымовые газы, в том числе:	36,174	Генераторный газ, в том числе	5,688
а) кислород	0,680	а) оксид углерода (I)	1,888
б) азот	21,725	б) углекислый газ	2,967
в) двуокись углерода	4,784	в) водород	0,036
г) водяной пар	8,415	г) метан	0,09
д) пыль кальцинированной соды	0,569	д) азот	0,706
		Водяной пар	19,123

Как видно, из таблицы 9, в процессе сжигания образуется плав кальцинированной соды в количестве 1,038 т/ч и дымовые газы в количестве 36,174 т/ч. Плав кальцинированной соды используется в качестве продукта в различных производствах. Дымовые газы после стадии очистки выбрасываются в атмосферу, оказывая негативное воздействие на окружающую среду являются отходом переработки.

Процесс газификации не содержит «побочных веществ», основными продуктами являются генераторный газ (5,688 т/ч) и водяной пар (19,123), которые находят широкое применение в промышленности. К тому же, при проведении предлагаемого метода обезвреживания отходов производства капролактама увеличивается количество образующейся кальцинированной соды в 2,7 раза. Кроме того, при данном способе с получением готовой продукции не образуется пыль кальцинированной соды.

Выводы

Таким образом, использование предлагаемой технологии процесса газификации отходов производства капролактама позволяет получить «горючий» газ, пригодный для использования в качестве энергетического и технологического топлива, в то время как при сжигании, практически, возможно только энергетическое использование теплоты (получение водяного пара или горячей воды). Шлак (углекислый натрий) или смола, образующиеся при газификации могут быть использованы как химическое сырье или жидкое топливо в различных производствах. Кроме того, в предлагаемой технологии, сокращаются выбросы золы, соединений азота (из-за использования чистого кислорода). Выбросы генераторного и продувочного газов в атмосферу возможны только во время пуска и остановки оборудования.

6 Экономическое обоснование использования процесса газификации

Расчет экономических показателей обезвреживания отходов производства капролактама при применении предлагаемой технологии газификации вместо действующей установки сжигания проводился на одну тонну перерабатываемых адипатов натрия. В ходе проведенной реконструкции изменились капитальные затраты на приобретение нового оборудования, текущие затраты на амортизацию и энергоресурсы, прибыль от реализации продуктов переработки адипатов натрия.

6.1 Расчет изменения капитальных затрат

При проведении реконструкции требуется дополнительно установить реактор - газификатор и котел - утилизатор. Затраты на дополнительное оборудование приведены в таблице 10.

Таблица 10 – Затраты на дополнительное оборудование

Наименование оборудования	Ед. изм.	Кол-во	Стоимость, тыс. руб.		Амортизационные отчисления	
			Единицы	Всего	Норма %	Сумма, руб
Реактор - газификатор		1	2800000	2800000	5	140000
Котел - утилизатор		2	1750000	1750000	5	87500
Итого				4550000	5	227500
Трубопроводы (6 %)				189000	5	9450
КИП и А (5 %)				157500	5	7875
Монтаж (8 %)				252000	5	12600
Транспортные затраты (5 %)				157500	5	7875
Итого:				5306000	5	265300

6.2 Расчет изменения текущих затрат

В результате модернизации, действующей установки на предлагаемую, увеличиваются затраты на энергоресурсы, в основном, за счет использования технологического кислорода. Затраты на энергоресурсы до и после реконструкции приведены в таблицах 11 и 12 соответственно.

Таблица 11 – Затраты на энергоресурсы на тонну перерабатываемых адипатов натрия до реконструкции

Статьи затрат	Ед. изм	Количество	Цена, руб.	Сумма, руб.
Природный газ	м ³	142,86	4,05	578,58
Итого				578,58

Таблица 12 – Затраты на энергоресурсы на тонну перерабатываемых адипатов натрия после реконструкции

Статьи затрат	Ед. изм	Количество	Цена, руб.	Сумма, руб.
Природный газ	м ³	18,55	4,05	75,1275
Кислород технический	м ³	351,17	28,45	9990,787
Вода	м ³	2,32	13,55	31,436
Итого				10097,35

При этом, расчет затрат на энергоресурсы на тонну перерабатываемых адипатов натрия определяем по формуле [4]:

$$V = \frac{G_s}{G_{ad} \cdot \rho_s} \quad (6.1)$$

где V - объемный расход энергоресурса на тонну перерабатываемых адипатов натрия, м³/т;

G_s - массовый расход энергоресурса на часовую производительность установки, кг/ч;

G_{ad} - массовый расход адипатов натрия на часовую производительность установки, т/ч;
 ρ_s - плотность основного компонента энергоресурса, кг/м³.

6.3 Расчет изменения прибыли за счет проведения реконструкции

Количество получаемых продуктов при переработке одной тонны адипатов натрия рассчитывается аналогично с затратами на энергоресурсы по формуле 6.1. Доходы от реализации продуктов, получаемых при обезвреживании ЩСПК, до и после реконструкции приведены в таблицах 13 и 14.

Таблица 13 – Доходы от реализации продуктов, получаемых при переработке адипатов натрия, до реконструкции

Наименование продукта	Ед. изм	Количество	Цена, руб.	Сумма, руб.
Кальцинированная сода	кг	103,8	17	1764,60
Итого				1764,60

Таблица 14 – Доходы от реализации продуктов, получаемых при переработке адипатов натрия, после реконструкции

Наименование продукта	Ед. изм	Количество	Цена, руб.	Сумма, руб.
Кальцинированная сода	кг	278,9	17	4741,3
Генераторный газ	м ³	287,69	12,75	3668,048
Водяной пар	м ³	95,71	67,65	6474,782
Итого				14884,13

Годовую сумму прибыли от реализации продуктов, получаемых при переработке отходов капролактама, до реконструкции рассчитывали по формуле [4]:

$$\Pi_1 = (P\Pi_1 - C_1) \cdot B_1 = \frac{(1764,6 - 578,58) \cdot 64000}{1000} = 75905,09 \text{тыс.руб} \quad (6.2)$$

где Π_1 - прибыль от реализации продуктов, получаемых при переработке отходов капролактама до реконструкции, тыс. руб;
 $P\Pi_1$ - доходы от реализации продуктов, полученных при переработке 1 тонны адипатов натрия до реконструкции, руб;
 C_1 - затраты на энергоресурсы при переработке 1 тонны адипатов натрия до реконструкции, руб;
 B_1 - годовой объем перерабатываемых отходов до реконструкции, тонн/год.

Прибыль после реконструкции определяли по формуле [39]:

$$\Pi_2 = (P\Pi_2 - C_2) \cdot B_2 - A = \frac{(14884,13 - 10097,35) \cdot 80000}{1000} - 265300 = 11742,4 \text{тыс.руб} \quad (6.3)$$

где Π_2 - прибыль от реализации продуктов, получаемых при переработке отходов капролактама после реконструкции, тыс. руб;
 $P\Pi_2$ - доходы от реализации продуктов, полученных при переработке 1 тонны адипатов натрия после реконструкции, руб;
 C_2 - затраты на энергоресурсы при переработке 1 тонны адипатов натрия после реконструкции, руб;
 B_2 - годовой объем перерабатываемых отходов после реконструкции, тонн/год;
 A – годовая сумма амортизации, тыс. руб.

Изменение годовой суммы прибыли за счет проведения реконструкции определяем по формуле [4]:

$$\Delta\Pi = \Pi_2 - \Pi_1 = 117642,4 - 75905,09 = 41737,31 \text{тыс.руб} \quad (6.4)$$

где $\Delta\Pi$ – изменение годовой суммы прибыли за счет проведения реконструкции, тыс. руб.

6.4 Расчет основных технико-экономических показателей

Экономический эффект реконструкции рассчитываем по формуле [9]:

$$\Theta = \Delta\Pi - \varepsilon_{dep} \cdot \Delta K_{don} = 41737,31 - 20\% \cdot 5306 = 40676,11 \text{тыс.руб} \quad (6.5)$$

где ΔK_{don} – дополнительные капитальные затраты, рассчитанные в разделе 6.1, тыс.руб;

ε_{dep} – депозитная процентная ставка, которую примем равной 20%.

Срок окупаемости определяем следующим образом [9]:

$$T_{ok} = \frac{\Delta K}{\Delta\Pi} = \frac{5306}{41737,31} = 0,13 \text{года} \quad (6.6)$$

Технико-экономические показатели реконструкции приведены в таблице 15.

Таблица 15 – Технико-экономические показатели реконструкции

№ п/п	Наименование показателей	Единицы измерения	Величина показателя до реконструкции	Величина показателя после реконструкции
1	Дополнительные капитальные затраты	тыс. руб.		5306000
2	Годовой объем перерабатываемых отходов	т/год	64000	80000

Продолжение таблицы 15

3	Получаемые продукты при переработке адипатов натрия: -кальцинированная сода -генераторный газ -водяной пар	кг/т м ³ /т м ³ /т	103,8	278,9 287,69 95,71
4	Изменение текущих затрат в т.ч: -амortизация дополнительного оборудования -энегрозатраты	руб.	578,58	265300 10097,35
5	Прибыль от реализации продуктов, получаемых при переработке адипатов натрия	тыс. руб	75905,09	117642,4
6	Изменение прибыли	тыс. руб		41737,31
7	Экономический эффект от проведения реконструкции	тыс. руб.		40676,11
8	Срок окупаемости	лет		0,13

Выводы

Анализ технико-экономических параметров показал, что модернизация установки по обезвреживания (переработки) отходов производства капролактама позволяет увеличить годовую прибыль на 41737,31 тыс. рублей за счет реализации получаемой кальцинированной соды, генераторного газа и водяного пара. Экономический эффект от реконструкции составит 40676,11 тыс. рублей, срок окупаемости 1,5 месяца (47 дней).

Заключение

Производство капролактама относится к одному из сложных процессов, который требует применения особых условий технологии, разнообразного оборудования и соблюдения требований промышленной безопасности при использовании пожаро- и взрывоопасных сред.

При получении капролактама из различного сырья, образуется значительное количество отходов производства, которые содержат как органические, так и минеральные вещества. Источником их образования являются различные химические реакции. Самым крупнотоннажным побочным продуктом является водно-щелочной сток, объем которого только по предварительным подсчетам составляет около 4000000 м³ в год.

В бакалаврской работе рассмотрено техническое решение по обезвреживанию щелочного стока, побочного продукта производства капролактама методом газификации. Показано, что ЩСПК представляет интерес для предлагаемой технологии, так как содержит углеводородную часть. Приведены химические реакции, протекающие при этом. Рассчитан материальный и тепловой баланс процесса газификации щелочного стока на производительность 10 т в час. Выбрана и описана конструкция газогенератора, позволяющая совместить процессы газификации и образование растворов кальцинированной соды. Проведен расчет стенок аппарата, работающего под давлением 25 атм. Показано, что внедрение газификации щелочного стока взамен огневого обезвреживания обеспечивает экономический эффект 40676110 рублей, за счет реализации получаемой кальцинированной соды, генераторного газа и водяного пара. Срок окупаемости дополнительных инвестиций 1,5 месяца. Данная работа имеет большое экологическое значение, поскольку при утилизации отходов производства капролактама взамен выбросов дымовых газов позволяет получить газ, который используется в качестве энергетического топлива.

Список используемых источников

1. Алешина А. С., Сергеев В. В. Газификация твердого топлива: учеб. пособие. - СПб.: Изд-во Политехн. ун-та, 2015 - 202 с.
2. Бектобеков Г. В. Пожарная безопасность: Учебное пособие. - СПб.: Издательство «Лань», 2019. – 88 с.: ил. - (Учебники для вузов. Специальная литература).
3. Безруких В.Ю., Авласевич, А.И., Оленев И.Б. Установка по обезвреживанию бытовых отходов методом газификации // Вестник КрасГАУ. 2016. №7 URL: <https://cyberleninka.ru/article/n/16786213> (дата обращения: 12.12.2019).
4. Грибов В.Д. Экономика организации (предприятия): учебник / В.Д. Грибов, В.П. Грузинов, В.А. Кузьменко.- М.: КНОРУС, 2016. – 416 с.
5. Загрутдинов, Р.Ш. Подготовка и газификация твердых бытовых отходов в двухзонных газогенераторах прямого процесса, работающих в составе мини-ТЭЦ и комплексов по производству синтетических жидкых топлив / Р.Ш. Загрутдинов, В.Н. Негуторов, Д.Г. Малыхин, П.К. Сеначин, М.С. Никишанин, С.А. Филипченко // Ползуновский вестник. – 2013. - № 4/3. – С. 47-62.
6. Инструкция по газобезопасности и газозащите отдела охраны труда и техники безопасности «ОТБ – 2» предприятия ПАО «КуйбышевАзот» 2019 г.
7. Капролактам: свойства, производство, применение. Т. 1 / А.К. Чернышев, В.И. Герасименко, Б.А. Сокол – М., 2016. – 549 с.
8. Капролактам: свойства, производство, применение. Т. 2 / А.К. Чернышев, В.И. Герасименко, Б.А. Сокол – М., 2016. – 453 с.
9. Кондратьева М. Н. Экономика предприятия: учебное пособие / М. Н. Кондратьева, Е. В. Баландина. – У.: Ульяновский Государственный Технический Университет, 2017. – 174 с.

10. Копытов В. Пиролиз и перспективы газификации твердых топлив URL: https://aqua-therm.ru/articles/articles_199.html (дата обращения: 05.12.2019)

11. Краткий справочник по химии / И.Т. Гороновский, Ю.П. Назаренко, Е.Ф. Некрич. – М: Наукова думка, 2016. – 984 с.

12. Кривошеин Д.А., Дмитренко В. П., Федотова Н. В. Основы экологической безопасности производств: Учебное пособие. - СПб.: Издательство «Лань», 2015. - 336 с.: ил. - (Учебники для вузов. Специальная литература).

13. Ляпков, А.А. Материальные и тепловые расчеты в химической технологии. Учебное пособие. – Томск: Изд. ТПУ, 2015. – 105 с.

14. Методические указания по выполнению курсовой работы по дисциплине «Технологии переработки и утилизации отходов 4»: методические указания / Кравцова М.В. – Тольятти: изд-во, 2018. – 45 с.

15. Оборудование производств неорганических веществ: учебное пособие / В.Ю. Прокофьев; Иван. гос. хим. - технол. ун-т, - Иваново, 2015. – 115 с.

16. Организация, выполнение и оформление выпускных квалификационных работ магистров: учеб. пособие / М. Г. Наумова, Н. А. Чиченев, И. И. Басыров. - М.: Издательский Дом НИТУ «МИСиС», 2019. - 77 с.

17. Остриков А.Н., Василенко В.Н., Фролова Л. Н., Терехина А. В. Процессы и аппараты. Расчет и проектирование аппаратов для тепловых и тепло-массообменных процессов: Учебное пособие. - СПб.: Издательство «Лань», 2018. – 440 с.: ил. - (Учебники для вузов. Специальная литература).

18. Пат. 1114342 SU METHOD FOR CONTINUOUS GASIFICATION OF PARTICLES OF CARBONACEOUS SOLID // PITER DZHORDZH GARSAJD, 12.11.2016: ALLIS-CHALMERS KORPOREJSHN (FIRMA). URL: https://yandex.ru/patents/doc/SU1114342A3_19840915 (дата обращения 07.12.2019).

Пат. 1114342 США Способ непрерывной газификации частиц твердого углеродсодержащего материала во вращающейся печи //Питер Джордж Гарсайд (США), Бюл. № 12. – 7 с.

19. Пат. 181126 РФ. Вихревой газогенератор // Никитин А.Д., Худякова Г.И., Рыжков А.Ф., 04.07.2018: ФГАОУ ВО Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина (РФ), Бюл. № 17. – 4 с. URL: https://yandex.ru/patents/doc/RU56560U1_20060910 (дата обращения 07.12.2019).

20. Пат. 2466332 РФ. Способ термической утилизации промышленных и бытовых отходов и установка для его реализации // Симонов А.А., Буряк А.К., Сидоров В.Е. (РФ), 10.11.2012., Бюл. № 7. – 2 с.URL: <https://www1.fips.ru/iiss/document.xhtml?faces-redirect=true&id=0972144873d031cabbe1face23878cd2> (дата обращения 07.12.2019).

21. Пат. 2663144 РФ. Способ газификации твердого топлива и устройство для его осуществления // Тихомиров И.В., Егоров О.В., Забегаев А.И. (РФ), 01.08.2018: ФГУП ЦЭНКИ, Бюл. № 19. – 5 с.URL: https://www1.fips.ru/registers-doc-view/fips_servlet?DB=RUPAT&DocNumber=2663144&TypeFile=html (дата обращения 07.12.2019).

22. Пат. 2663312 РФ. Способ термической утилизации промышленных и бытовых отходов и установка для его реализации // Кудин А.В., Махянов Х.М. (РФ), 03.08.2018: Общество с ограниченной ответственностью «Управляющая компания «Комплексное ЭнергоРазвитие – Холдинг», Бюл. № 12. – 7 с.URL: https://www1.fips.ru/registers-doc-view/fips_servlet?DB=RUPAT&DocNumber=2663312&TypeFile=html (дата обращения 07.12.2019).

23. Пат. 2697912 РФ. Способ получения генераторного газа из твёрдых коммунальных и органических отходов и комбинированный

газогенератор обращённого процесса газификации для его осуществления // Литвиненко Л.М. (РФ), 21.08.2019: ООО Опытно-механический Завод, Бюл. № 4. – 9 с. URL: https://www1.fips.ru/registers-doc-view/fips_servlet?DB=RUPAT&DocNumber=2697912&TypeFile=html (дата обращения 07.12.2019).

24. Пат. 2567294 РФ. Способ модифицирования щелочного стока производства капролактама (ЩСПК) для применения при пониженных температурах и раствор на его основе. // ООО «Производственная компания «Аргола», Бюл. № 23. – 12 с. URL: <https://findpatent.ru/patent/256/2567294.html> (дата обращения: 07.12.2019).

25. Пат. 56560 РФ. Установка для совместной газификации и сжигания твердых топлив и биомасс // Коломийцева А.М., Федорова Н.В. (РФ), 10.09.2006: ГОУ ВПО ЮРГТУ, Бюл. № 7.- 5 с. URL: https://yandex.ru/patents/doc/RU56560U1_20060910 (дата обращения 07.12.2019).

26. Пат. 2270849 РФ. Система, вырабатывающая электрическую энергию с помощью газификации горючих веществ // Хироюки Фудзимура (JP); Такахиро Осита (JP); Тецухиса Хиросе (JP) и др. (РФ), 1999.11.05: ООО «Юридическая фирма Городисский и Партнер», Бюл. № 11. – 3 с.

URL: <https://findpatent.ru/patent/227/2270849.html> (дата обращения: 07.12.2019).

27. Постоянный технологический регламент ТР 23-1 отделение гидроксиламинальфата и кальцинированной соды производства капролактама цеха №23 (в трех книгах), 2019.

28. Прямоточно-вихревая газификация тонкодисперсных водоугольных суспензий Макотренко Н.А. Загоруйко А.В. ЗАО «КОМПОМАШ-ТЭК» (Москва, Россия) при финансовой поддержке Минобрнауки РФ, в рамках реализации федеральной целевой программы «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития

научно-технологического комплекса России на 2014–2020 годы»,
уникальный идентификатор ПНИЭР RFMEFI58114X0001.

29. Расчет энергосберегающих технологических установок учеб.
пособие / Е.М. Шадрина, Н.А. Маркичев; Иван. гос. хим. - технол. ун-т. -
Иваново, 2016. – 98 с.

30. Тепловой расчет котельных агрегатов средней паро-
производительности: Учебное пособие. – 2-е изд., испр. и доп. - СПб.:
Издательство «Лань», 2017. 212 с.: ил. - (Учебники для вузов. Специальная
лит.)

31. Тимербаев, Н.Ф. Газификация органических видов топлива / Н.Ф.
Тимербаев, Р.Г. Сафин // Вестник Казанского технологического
университета. – 2011. – № 1. – С. 326-329.

32. Тунцев Д.В., Сафин Р.Г., Касимов А.М., Хисматов Р.Г.,
Саттарова З.Г. Технологическая схема газификации жидкого продукта
контактного пиролиза // Вестник Казанского технологического университета.
2015. №19. URL: <https://cyberleninka.ru/article/n/tehnologicheskaya-shema-gazifikatsii-zhidkogo-produkta-kontaktnogo-piroliza> (дата обращения:
09.12.2019).

33. Утилизация твёрдых отходов / Под ред. Д.Вилсона. В двух томах.
М.: Стройиздат, 1985. Том 1 –336 с., Том 2 –348 с.

34. Чижиков, А.Г. Термохимическая конверсия органического сырья
/ А.Г. Чижиков, М.Ю. Росс, Ю.А. Кожевников, В.В. Копытов. – М.:
Издательство Агрорус, 2015. – с. 245.

35. Шкаровский А. Л. Газоснабжение. Использование газового
топлива: учебное пособие / А. Л. Шкаровский, Г. П. Комина. – Санкт
Петербург: Лань, 2019. – 140 с.: ил. - (Учебники для вузов. Специальная
литература).

36. Шабаров А.Н., Цирель С.В., Гончаров Е.В., Зубков В.В. -
Технология добычи газообразного топлива на основе комплексной
подземной газификации и дегазации угольных пластов //Записки Горного

<https://e.lanbook.com/reader/journalArticle/493674/#1>

37. Directive 2000/76/EC of the European Parliament and of the Council of 4 December 2000 on incineration of waste// Official Journal of European Communities, 28.12.2000. - P. 332/91-332/111.

38. Heberlein J., Murphy A.B. Topical review: Thermal plasma waste treatment. // Journal of Physics D: Applied Physics. – 2008. – V.41, N 5. C. 45-49

39. Ustimenko A.B., Messerle V.E. Kazakhstan Coal Technology for Power Engineering Application // Proceedings of the «World Clean Coal Conference. Turkestan & Eurasia 2015», February 9-10, 2015, Istanbul. – 2015. - P. 46-47

40. Youngchul Byun, Moohyun Cho, Soon-Mo Hwang and Jaewoo Chung. Thermal Plasma Gasification of Municipal Solid Waste (MSW), Gasification for Practical Applications, Dr. Yongseung Yun (Ed.), 2012. - ISBN: 978-953-51-0818-4, InTech, DOI: 10.5772/48537. Available from: <http://www.intechopen.com/books/gasification-for-practical-applications/thermalplasma-gasification-of-municipal-solid-waste-msw-> 2012. - P. 183 – 210

Приложение А

Проверочный расчет толщины стенки реактора-газогенератора

Расчет основного корпуса

1) Расчет по внутреннему давлению

Исходные данные:

- рассчитываемый элемент - цилиндрическая обечайка;
- действующие нагрузки:
 - 1) расчётная температура t , °C 1350,0000;
 - 2) расчётное внутреннее давление P_r , МПа 2,5000;
- общие характеристики цилиндрической обечайки:
 - 1) внутренний диаметр D , мм 2000,0000;
 - 2) сумма прибавок к расчётной толщине стенки c , мм 5,0000;
 - 3) материал - сталь 12ХМ (листовой прокат);
 - 4) допускаемое напряжение материала при расчётной температуре $[G]$, МПа 147,0000;
 - 5) коэффициент прочности продольного сварного шва ϕ_r . 0,9000.

Результаты расчета:

- расчётная толщина стенки обечайки S_p , мм 19,0767;
- исполнительная толщина стенки обечайки S , мм 25,0000;
- для внутреннего избыточного давления:
 - 1) допускаемое давление $[P]$, МПа 2,6198;
 - 2) условие прочности
 $P_r \leq [P]$ (2,5000 МПа \leq 2,6198 МПа)..... выполнено.

Условие применения расчетных формул:

- 1) $(S - c)/D = 0,0 \leq 0,1$ выполнено.
- 2) Расчет по внешнему давлению

Исходные данные:

- рассчитываемый элемент - цилиндрическая обечайка;
- действующие нагрузки:

- 1) расчётная температура t , °C 80,0000;
 2) расчётное наружное давление P_p , МПа 1,0000;
 - общие характеристики цилиндрической обечайки:
 1) внутренний диаметр D , мм 2000,0000;
 2) расчётная длина обечайки L , мм 10000,0000;
 3) сумма прибавок к расчётной толщине стенки c , мм 5,0000;
 4) материал - сталь 12ХМ (листовой прокат);
 5) допускаемое напряжение материала при расчётной
температуре $[G]$, МПа 147,0000;
 6) модуль продольной упругости при расчётной
температуре $E \cdot 10^{-5}$, Мпа 2,1500;
 7) коэффициент запаса устойчивости для рабочих условий пу....2,4000.

Результаты расчета:

- расчётная толщина стенки обечайки S_p , мм 30,1001;
 - исполнительная толщина стенки обечайки S , мм 36,0000;
 - для наружного давления:
 1) допускаемое давление из условия прочности $[P]_p$, Мпа.....4,4874;
 2) допускаемое давление из условия устойчивости $[P]_E$, МПа.....1,1147;
 3) допускаемое давление $[P]$, МПа 1,0818;
 4) условие прочности
 $P_p \leq [P] (1,0000 \text{ МПа} \leq 1,0818 \text{ МПа})$ выполнено;
 - устойчивость обеспечена, т. к. отношение:
 $P_p/[P] = 0,9$ не больше единицы.

Условие применения расчетных формул:

- 1) $(S - c)/D = 0,0 \leq 0,1$ выполнено.

Выбираем и принимаем толщину стенки основного корпуса газогенератора равной наибольшей толщине т.е. 36 мм

Приложение Б
Расчет днища основного корпуса

1) Расчет по внутреннему давлению

Исходные данные:

- рассчитываемый элемент - торосферическое днище типа А (сварное);
- действующие нагрузки:

1) расчётная температура t , °C 215,0000;

2) расчётное внутреннее давление P_r , МПа 2,5000;

- общие характеристики выпуклого днища:

1) внутренний диаметр D , мм 2000,0000;

2) длина цилиндрической части отбортовки днища h_1 , мм 100,0000;

3) сумма прибавок к расчётной толщине стенки s , мм 5,0000;

4) материал - сталь 12ХМ (листовой прокат);

5) допускаемое напряжение материала при расчётной температуре $[G]$, МПа 146,5000;

6) коэффициент прочности сварных швов ϕ 0,9000.

Результаты расчета:

- радиус кривизны в вершине днища по внутренней поверхности R , мм 2072,0000;

- минимальное расчётное значение наружного радиуса отбортовки торосферического днища r_1 , мм 196,8400;

- расчётная толщина стенки днища S_{1r} , мм 29,4001;

- исполнительная толщина стенки днища S_1 , мм 36,0000;

- для внутреннего избыточного давления:

1) коэффициент $Beta_2$ 1,2500;

2) допускаемое давление из условия прочности краевой зоны $[P]'$, МПа 3,1563;

3) допускаемое давление из условия прочности центральной зоны $[P]''$, МПа 3,9160;

- 4) допускаемое давление [P], МПа 3,1563;
 5) условие прочности
 $P_p \leq [P] (2,5000 \text{ МПа} \leq 3,1563 \text{ МПа})$ выполнено.

Условие применения расчетных формул:

- 1) $0,002 \leq (S1-c) / D \leq 0,100 (0,002 \leq 0,015 \leq 0,100)$ выполнено.

2) Расчет по внешнему давлению

Исходные данные:

- рассчитываемый элемент - торосферическое днище типа А (сварное);
- действующие нагрузки:

1) расчётная температура t , °C 80,0000;

2) расчётное наружное давление P_r , МПа 1,0000;

- общие характеристики выпуклого днища:

1) внутренний диаметр D , мм 2000,0000;

2) длина цилиндрической части отбортовки днища h_1 , мм 100,0000;

3) сумма прибавок к расчётной толщине стенки c , мм 5,0000;

4) материал - сталь 12ХМ (листовой прокат);

5) допускаемое напряжение материала при расчётной температуре $[G]$, МПа 146,5000;

6) модуль продольной упругости при расчётной температуре $E \cdot 10^{-5}$, МПа 2,1500;

7) коэффициент прочности сварных швов ϕ 0,9000.

Результаты расчета:

- радиус кривизны в вершине днища по внутренней поверхности R , мм 2049,0000;

- минимальное расчётное значение наружного радиуса отбортовки торосферического днища r_1 , мм 194,6550;

- расчётная толщина стенки днища S_{1r} , мм 19,1000;

- исполнительная толщина стенки днища S_1 , мм 24,5000;

- для наружного давления:

1) коэффициент $Beta_2$ 1,2500;

- 2) допускаемое давление из условия прочности $[P]_p$, МПа.....2,7752;
- 3) допускаемое давление из условия устойчивости $[P]_E$, МПа.....2,1095;
- 4) допускаемое давление $[P]$, МПа 1,6794;
- 5) условие прочности
 $P_p \leq [P] (1,0000 \text{ МПа} \leq 1,6794 \text{ МПа})$ выполнено;
- 6) допускаемое давление из условия прочности краевой
 зоны $[P]', \text{ МПа}$ 2,0077;
- 7) условие прочности
 $P_p \leq [P]' (1,0000 \text{ МПа} \leq 2,0077 \text{ МПа})$ выполнено.

Условие применения расчетных формул:

- 1) $0,002 \leq (S1-c) / D \leq 0,100 (0,002 \leq 0,010 \leq 0,100)$ выполнено.

Выбираем и принимаем толщину днища основного корпуса газогенератора равной наибольшей толщине т.е. 36 мм

Приложение В

Расчет фальш-корпуса

1) Толщина стенки

Исходные данные:

- рассчитываемый элемент - цилиндрическая обечайка;
- действующие нагрузки:
 - 1) расчётная температура t , °C 80,0000;
 - 2) расчётное внутреннее давление P_r , МПа 1,0000;
- общие характеристики цилиндрической обечайки:
 - 1) внутренний диаметр D , мм 2350,0000;
 - 2) сумма прибавок к расчётной толщине стенки c , мм.....5,0000;
 - 3) материал - сталь 12ХМ (листовой прокат);
 - 4) допускаемое напряжение материала при расчётной температуре $[G]$, МПа 147,0000;
 - 5) коэффициент прочности продольного сварного шва0,9000.

Результаты расчета:

- расчётная толщина стенки обечайки S_p , мм 8,9150;
- исполнительная толщина стенки обечайки S , мм 14,0000;
- для внутреннего избыточного давления:
 - 1) допускаемое давление $[P]$, МПа 1,0095;
 - 2) условие прочности

$P_r <= [P]$ (1,0000 МПа $<=$ 1,0095 МПа) выполнено.

Условие применения расчетных формул:

- 1) $(S - c) / D = 0,0 <= 0,1$ выполнено.

Принимаем толщину стенки фальш-корпуса газогенератора равной 14 мм.

2) Днище фальш-корпуса

Исходные данные:

- рассчитываемый элемент - торосферическое днище типа А (сварное);
- действующие нагрузки:

- 1) расчётная температура t , °C 80,0000;
 2) расчётное внутреннее давление P_r , МПа 1,0000;
 - общие характеристики выпуклого днища:
 1) внутренний диаметр D , мм 2200,0000;
 2) длина цилиндрической части отбортовки днища h_1 , мм 100,0000;
 3) сумма прибавок к расчётной толщине стенки c , мм 5,0000;
 4) материал - сталь 12ХМ (листовой прокат);
 5) допускаемое напряжение материала при расчётной
температуре $[G]$, МПа 146,5000;
 6) коэффициент прочности сварных швов ϕ 0,9000.

Результаты расчета:

- радиус кривизны в вершине днища по внутренней
поверхности R , мм 2242,0000;
 - минимальное расчётное значение наружного радиуса
отбортовки торосферического днища r_1 , мм 212,9900;
 - расчётная толщина стенки днища S_{1r} , мм 15,6000;
 - исполнительная толщина стенки днища S_1 , мм 21,0000;
 - для внутреннего избыточного давления:
 1) коэффициент $Beta_2$ 1,2500;
 2) допускаемое давление из условия прочности краевой
зоны $[P]'$, МПа 1,5055;
 3) допускаемое давление из условия прочности
центральной зоны $[P]''$, МПа 1,8752;
 4) допускаемое давление $[P]$, МПа 1,5055;
 5) условие прочности

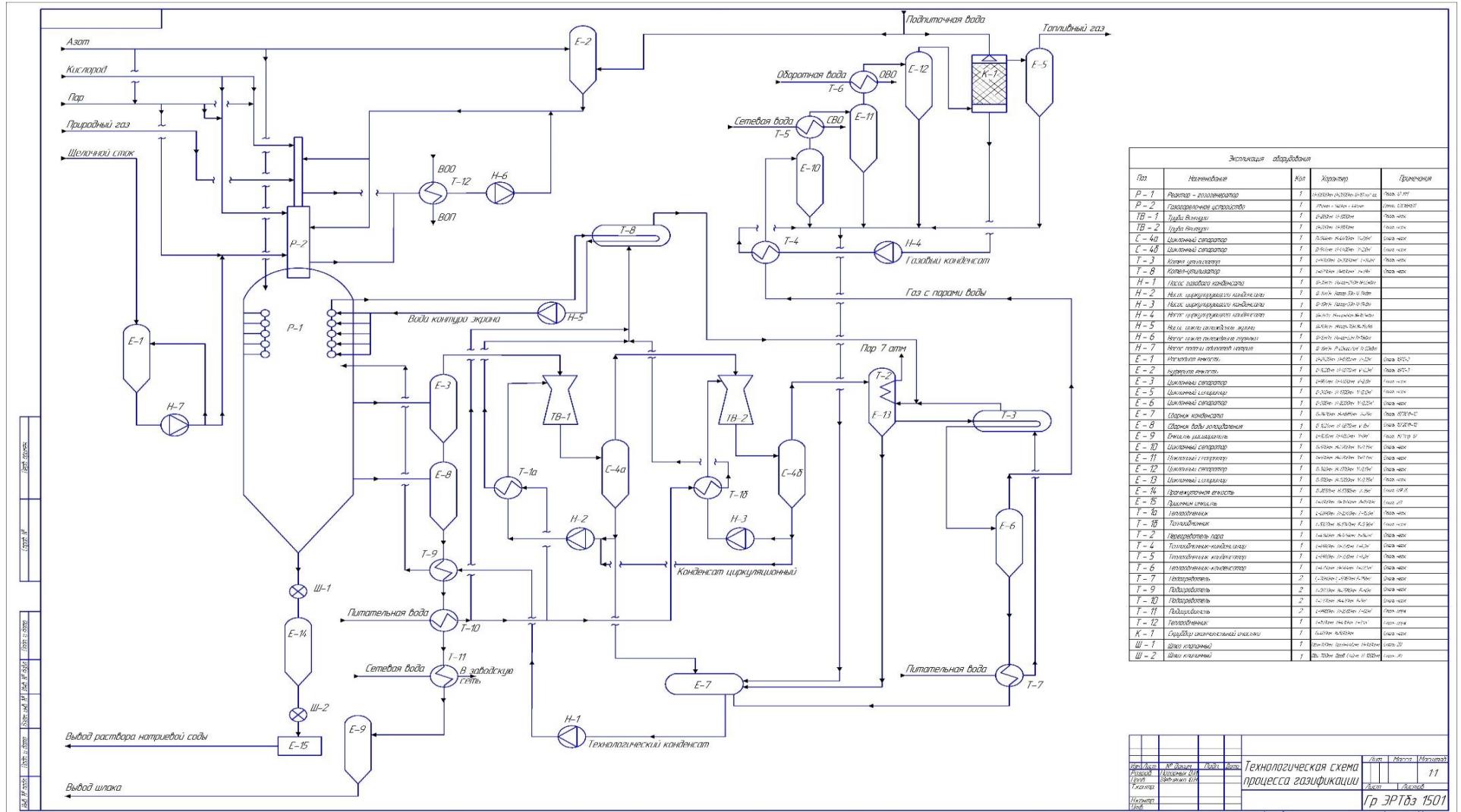
$P_r \leq [P]$ (1,0000 МПа $\leq 1,5055$ МПа) выполнено.

Условие применения расчетных формул:

1) $0,002 \leq (S_1 - c) / D \leq 0,100$ ($0,002 \leq 0,007 \leq 0,100$) выполнено.

Принимаем толщину днища фальш-корпуса газогенератора равной 21
мм.

Приложение Г

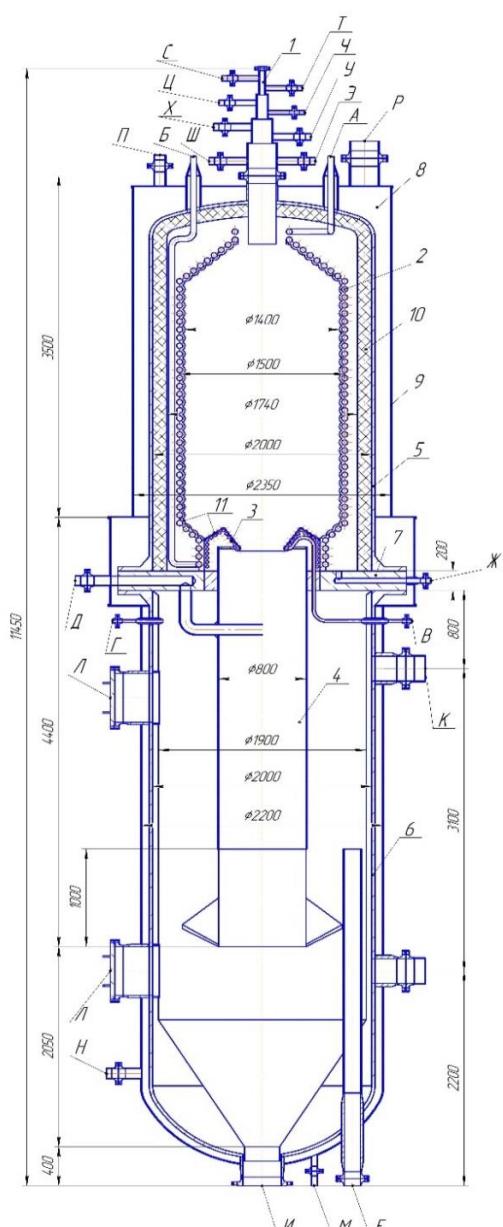


Приложение Д

Реактор - газогенератор

Таблица штыцеров

Обоз- неч- ние	Наименование	Кол- во	Продой условной D_0 мм	Добление условной P_s кг/м
А	Вход бойы в экран	1	50	40
Б	Выход бойы из экрана	1	50	40
В	Вход бойы в лепту	1	40	40
Г	Выход бойы из лепту	1	40	40
Д	Вход бойы в опускную трубу	1	100	40
Е	Перепад	1	150	40
Ж	Дренаж	1	50	40
И	Выход шлака	1	350	40
К	Выход газа	1	250	40
Л	Лок	2	500	40
М	Дренаж	1	50	10
Н	Вход бойы в бойниковую рубашку	1	100	10
П	Выход бойы из бойниковой рубашки	1	100	10
Р	Выход пара из бойниковой рубашки	1	250	10
С	Выход промежного газа в горелку	1	50	27
1	Вход кислорода в горелку	1	40	27
У	Вход кислорода в горелку	1	80	27
Х	Вход СПК в горелку	1	80	30
Ц	Вход бойы в рубашку горелки	1	40	32
Ч	Выход бойы из рубашки горелки	1	40	32
Ш	Вход бойы в рубашку горелки	1	80	32
Э	Выход бойы из рубашки горелки	1	80	32



<i>Пози- ция</i>	<i>Название изображения</i>
<i>1</i>	<i>Горелка</i>
<i>2</i>	<i>Экран</i>
<i>3</i>	<i>Лептка</i>
<i>4</i>	<i>Трубка спускная</i>
<i>5</i>	<i>Карпук (верхняя часть)</i>
<i>6</i>	<i>Карпук (нижняя часть)</i>
<i>7</i>	<i>Перемычка</i>
<i>8</i>	<i>Рыболовка бодильная</i>
<i>9</i>	<i>Фольш-карпук</i>
<i>10</i>	<i>Германская палка</i>
<i>11</i>	<i>Карпуком-надобка (наша подпись) тюри</i>

Приложение Е

Технологическая схема сжигания щелочных стоков

