

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ

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

Институт химии и инженерной экологии

(наименование института полностью)

Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

(наименование кафедры)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических веществ

(направленность (профиль)/специализация)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему «Оптимизация процесса получения уксусной кислоты»

Студент

В.Н. Костюшкин

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой д.х.н., профессор Г.И. Остапенко

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

(личная подпись)

« » 2019 г.

Тольятти 2019

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 44 с., 6 рисунков, 15 таблиц, использовано 20 источника, 5 л. графического материала.

СЖИГАНИЕ СТОКОВ ПРОИЗВОДСТВА КАПРОАКТАМА, МОЧЕВИНА, ОХЛАЖДЕНИЕ ДЫМОВХ ГАЗОВ, ВОДЯНАЯ ЗАВЕСА, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ, ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА

Цель работы: модернизация технологической схемы процесса дожига стоков производства капролактама ПАО «Куйбышевазот».

Графическая часть работы выполнена на 5 листах и включает в себя технологическую схему процесса утилизации стоков, состав стоков, таблицу материального баланса и химизм процесса.

Пояснительная записка включает в себя три раздела.

В теоретической части рассмотрены физико-химические основы процесса сжигания стоков производства капролактама.

В технологической части проведен анализ существующей технологии сжигания сточных вод производства ПАО «Куйбышевазот». Выявлен недостаток. Предложен способ модернизации.

В расчетной части приведены расчеты материального и теплового балансов для отделения сжигания стоков, а также для стадии охлаждения водяной завесой.

Выпускная квалификационная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 7.0 и представлена на электронном носителе.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	6
1.1 Физико-химические основы процесса	9
1.2 Факторы, влияющие на процесс обезвреживания стоков	11
1.3 Характеристика сырья и продуктов процесса	15
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	17
2.1 Технология утилизации стоков производства капролактама	17
2.2 Технология сжигания стоков ПАО «Куйбышевазот»	18
2.3 Аналитический контроль процесса	23
2.4 Возможности модернизации существующего процесса	25
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ	26
3.1 Материальный баланс стадии сжигания стоков	26
3.2 Энергетический баланс стадии сжигания стоков	34
3.3 Материальный баланс проектируемой стадии охлаждения	39
3.4 Тепловой баланс проектируемой стадии охлаждения	42
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	43
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	44

Введение

Капролактамы — один из наиболее востребованных на мировом рынке и широко используемых химических продуктов. Около 98% товарного капролактама расходуется на производство полиамида (найлон-6). В свою очередь 76% полиамида идет на получение волокон, остальное — на получение конструкционных пластмасс и полиамидных пленок [1, 2]. Мировые мощности по производству капролактама в 2005 году составили 4,2 млн. тонн.

В настоящее время в связи с закрытием ряда крупных установок по производству капролактама в Европе и Азии, а также по причине незначительных объемов инвестиций в строительство новых установок (ввиду высокой стоимости капитальных вложений) прогнозируемый рост потребления капролактама в мире опережает прирост производственных мощностей.

В процессе производства капролактама образуется значительное количество сточных вод, представляющих собой водный раствор многокомпонентной смеси продуктов окисления циклогексана, а также вспомогательных компонентов различных стадий процесса. В связи с тем, что выделение какого-то индивидуального компонента из данной смеси нецелесообразно с точки зрения экономичности процесса и технологически затруднено, стоки производства отправляются на огневую переработку.

Целью бакалаврской работы является модернизация технологической схемы процесса дожигания стоков производства капролактама ПАО «Куйбышевазот».

Задачами работы являются следующие:

1. Изучение физико-химических основ процесса, в т.ч. состава стоков производства капролактама, химизма процесса дожига, влияние параметров процесса;
2. Рассмотрение основных характеристик сырья процесса, а также требований к продуктам;
3. Описание технологической схемы процесса; Описание возможности модернизации или интенсификации технологии;
4. Осуществление технологических расчетов процесса;
5. Оценка эффективности предлагаемого решения.

1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

Предприятия нефтехимической промышленности являются источниками выбросов в окружающую среду химических примесей (контаминантов) I—II—III—IV классов опасности (организованные технологические, залповые и аварийные выбросы, вентиляционные выбросы, открытые площадки с оборудованием). В выбросах преобладают вещества раздражающего, нейротоксического, гепатотропного, канцерогенного действия, а также вызывающие отдаленные последствия у потомства.

Жидкофазное окисление циклогексана является широко распространенным способом получения смеси циклогексанола и циклогексанона, в ходе которого, помимо целевых веществ, в ощутимых количествах образуются продукты более глубокого последовательного окисления.. Процесс окисления проводят в жидкой фазе в присутствии катализатора - органических солей кобальта, при 125-155°C и давлении 0.98-9.8 МПа. [1-3]

Схема образования продуктов окисления представлена на рис. 1.

Анализ состава продуктов окисления циклогексана показывает, что содержание в реакционной смеси (оксидате) идентифицированных кислородсодержащих веществ составляет 95 %. На долю гидроперекиси циклогексила, циклогексанона и циклогексанола приходится 87,4 %; выход монокарбоновых и дикарбоновых кислот составляет 4,1%, содержание водорастворимых спиртов в оксидате 0,05%.

При производстве 1 тонны капролактама образуется 200-300 кг моно- и дикарбоновых кислот в основном адипиновая кислота и 50 кг алифатических спиртов в основном амиловый спирт.

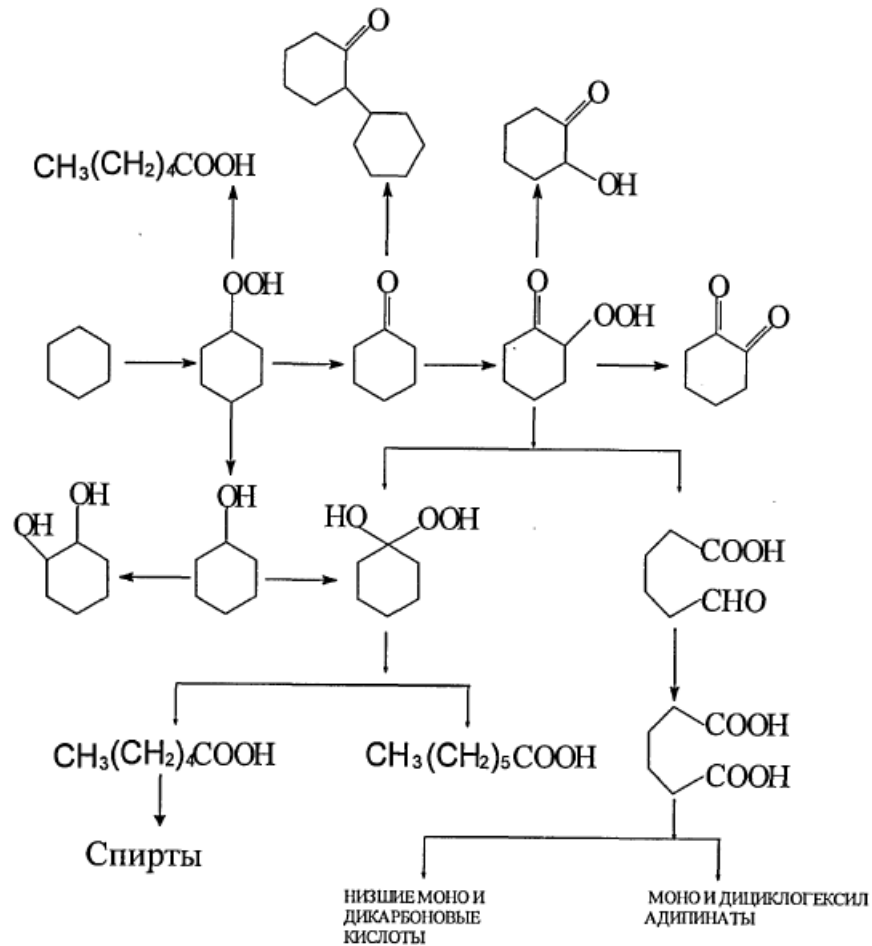


Рисунок 1 – Схема образования отходов при окисления циклогексана

В настоящее время нет промышленного метода выделения индивидуальных органических кислот из сложных смесей, хотя эта проблема обсуждается в литературе с момента эксплуатации технологии окисления циклогексана. [4-6]

На сегодняшний день отходы (за исключением спиртовой фракции) подвергают термическому обезвреживанию в зоне огневого факела (900-1200°C). Схема основных стадий производства капролактама представлена на рисунке 2.

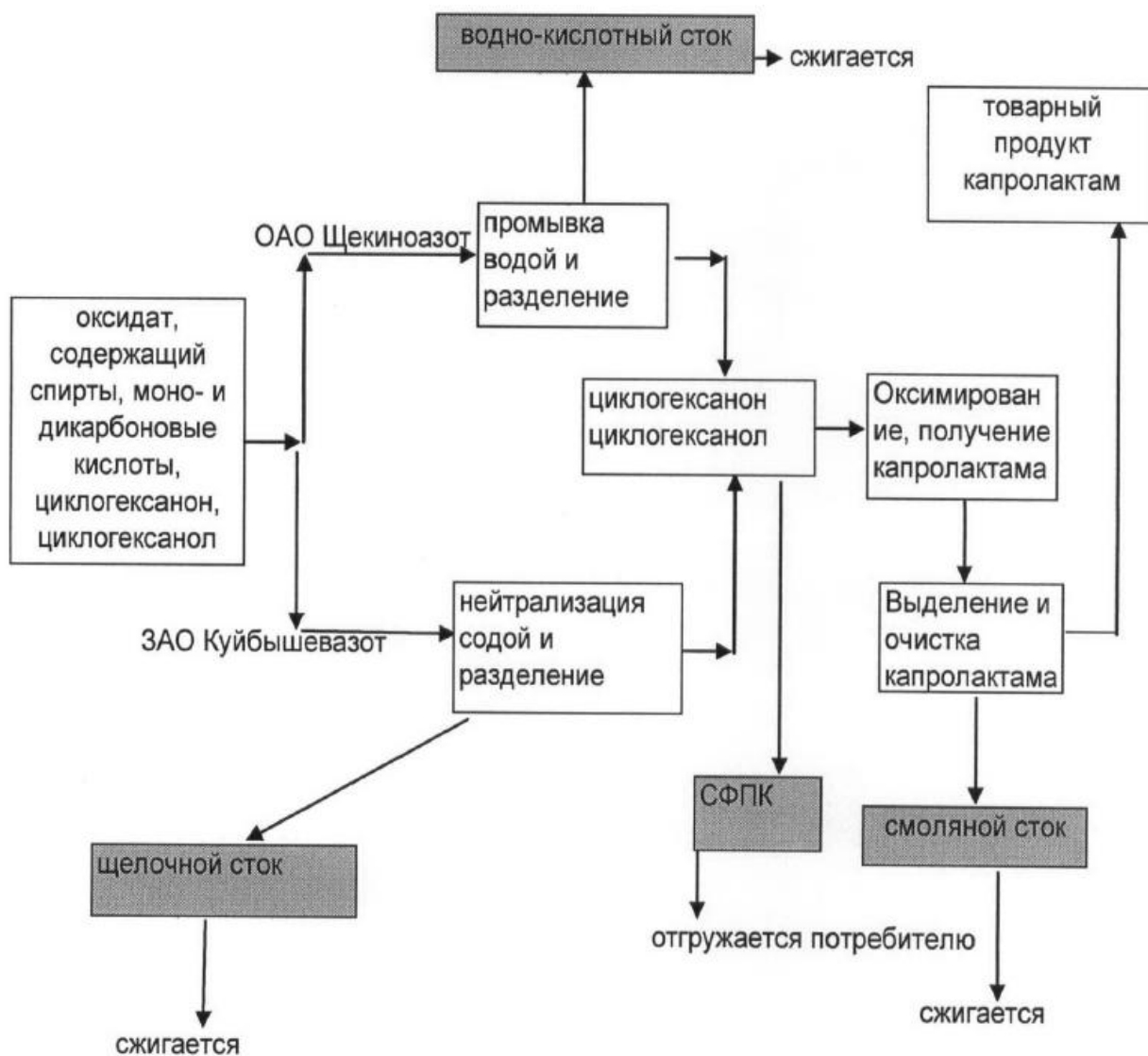


Рисунок 2 – Схема основных стадий переработки продуктов окисления

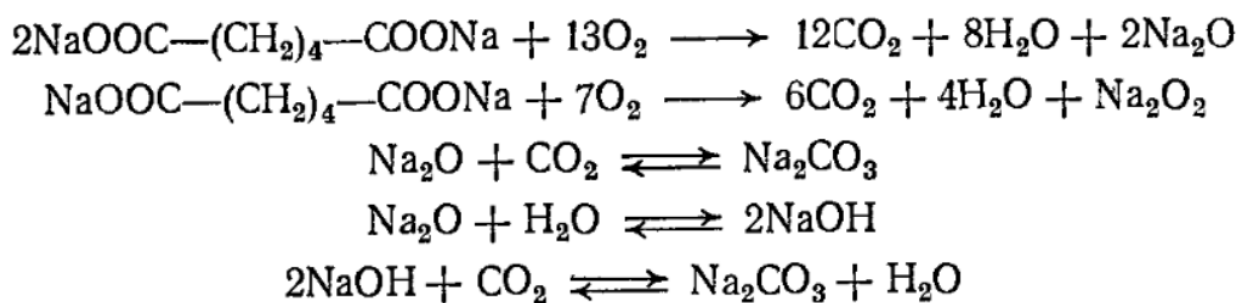
1.1 Физико-химические основы процесса

На различных стадиях производства капролактама образуется значительное количество отходов, содержащих органические продукты. Источником их образования являются побочные реакции, а также термическая деструкция и полимеризация целевых веществ в процессе разделения и очистки полупродуктов.

Обычно отходы представляют собой многокомпонентные смеси, разделение которых на индивидуальные вещества связано с технологическими трудностями и часто оказывается экономически нецелесообразным.

Упрощенный состав наиболее характерных отходов в производстве капролактама по окислительной схеме представлен в табл. 1. [1]

Эти отходы подвергают термическому обезвреживанию в зоне огневого факела. В ходе термоокислительного процесса органическая часть отходов выгорает и натриевые соли органических кислот превращаются в кальцинированную и каустическую соду по следующей примерной схеме (для адипата натрия):



Органические примеси окисляются кислородом воздуха до двуокиси углерода и воды.

Таблица 1 – Состав отходов производства капролактама

Компонент	Содержание, %	Компонент	Содержание, %
<i>Циклогексеновая фракция</i>		<i>Водно-щелочной сток 1</i>	
Циклогексен	до 70	Циклогексанон	0,5-0,9
Циклогексанон	до 30	Циклогексанол	0,4-0,6
<i>Спиртовая фракция</i>		Едкий натр	0,8-1,5
Циклогексанон	25	Натриевые соли моно- и дикарбоновых кислот	19-24
Циклогексанол	10	Вода	Остальное
Спирты	65	<i>Водно-щелочной сток 2</i>	
<i>Масло X</i>		Циклогексанон	0,7-0,8
Циклогексанол	до 50	Циклогексанол	0,9-1
Циклогексаноловые эфиры дикарбоновых кислот и прочие орг. продукты	до 57	Моно- и дикарбоновые кислоты	16-18
<i>Кубовые остатки дистилляции капролактама</i>		Смолы	До 15
Капролактамы	До 5	Вода	Остальное
Олигомеры капролактама	До 10		
Натриевые соли органических кислот	До 7		
Продукты конденсации (осмол)	Остальное		

1.2 Факторы, влияющие на процесс обезвреживания стоков

Основными факторами, влияющими на процесс пиролиза, являются: дисперсность распыливания, температура отходящих газов, коэффициент расхода воздуха. [7]

Для распыливания в циклонных реакторах чаще всего применяют центробежные форсунки. Давление сточных вод перед форсунками обычно составляет 0,4-1 МПа, производительность форсунок от 100 до 1500 кг/ч. Применяя насосы повышенного давления и группу мелких форсунок, можно получить приемлемую дисперсность распыления.

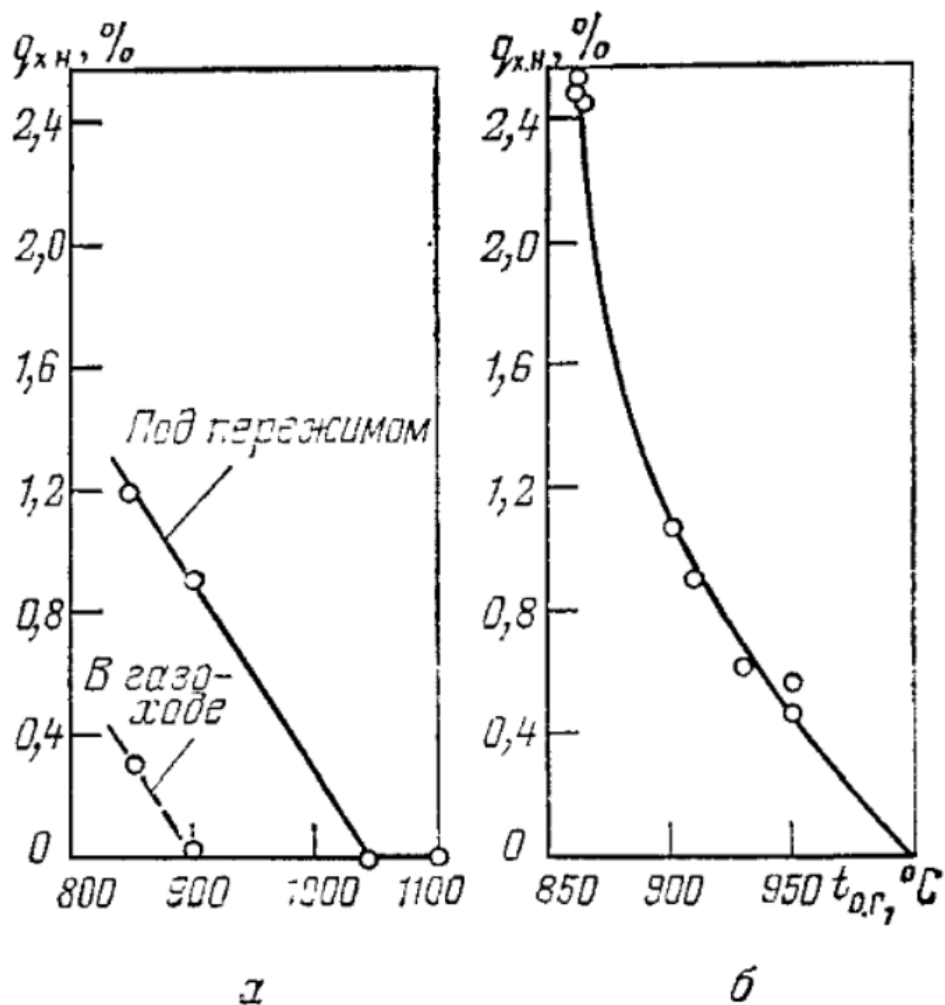
Согласно экспериментальным данным сильное ингибирующее влияние на горение природного газа оказывают соли NaCl и Na_2CO_3 , а слабое – Na_2SO_4 . При вводе карбоната натрия в виде раствора через форсунки, установленные в крышке циклонного реактора на окружности 0,3Дц, и удельной нагрузке реактора по раствору около 1 т/(м³*ч) происходило гашение факела. Ввиду этого следует избегать подачи сточной воды через крышку реактора несмотря на удобство.

Более надежны схемы подачи воды с разделением циклонного реактора на две зоны: горения топлива и технологическую зону обезвреживания сточных вод.

Температурный уровень процесса наиболее удобно характеризовать температурой уходящих газов. В зависимости от физико-химических свойств горючих веществ для каждого конкретного отходы существует минимально допустимая температура отходящих газов, при которой обеспечивается возможность глубокого окисления вредных веществ. При обезвреживании отходов с выпуском расплава минеральных веществ существует вторая минимально допустимая температура отходящих газов, при которой обеспечивается надежное удаление расплава из циклонного реактора: она зависит от температуры плавления минеральных веществ.

Установлено, что для нормального выпуска расплав должен быть перегрет на 30-50°C выше температуры плавления. Для этого температура отходящих газов должна быть выше температуры плавления на 130-150°C.

На рис. 3 приведена зависимость потерь тепла вследствие химического недожога от температуры отходящих газов при огневом обезвреживании сточной воды, содержащей 14% низших дикарбоновых кислот.



а – содержащих низшие дикарбоновые кислоты; б – производства нейлона.

Рисунок 3 – Потери тепла от химического недожога (в % от теплоты сгорания топлива) в зависимости от температуры отходящих газов

Химически недожог при температурах выше 850-900°C связан с наличием в отходящих газах оксида углерода. При более низких

температурах в продуктах сгорания обнаруживаются смолы. Минимально допустимая температура отходящих газов, при которой обеспечивается достаточно надежное обезвреживание сточных вод, содержащих низшие карбоновые кислоты составляет около 850°C.

Для некоторых соединений найдены предельные температуры отходящих газов, при которых практически полностью прекращается окисление примеси. Например, при обезвреживании 5% капролактама при температуре отходящих газов 770-800°C начинается сильное дымление, появляется запах, характерный для горения капролактама на открытом воздухе, значительно снижается концентрация углекислого газа. При указанной температуре нельзя обеспечить окисление капролактама ни снижением нагрузки реактора, ни повышением коэффициента расхода воздуха.

Минимально допустимая температура отходящих газов зависит, в первую очередь, от природы органических соединений, входящих в состав сточной воды. Для низших органических кислот, гексаметилендиамина, циклогексанона эта температура составляет 850-880°C.

Повышение температуры верх допустимой нормы приводит к интенсификации испарения солей с поверхности расплавленных частиц и со стенок циклонного реактора и к резкому возрастанию пылеуноса. Для солей с температурой плавления в пределах 800-890°C оптимальная температура отходящих газов на 80-150°C выше температуры плавления.

Одной из основных причин пылеуноса является переход солей в газовую фазу при повышенных температурах в результате испарения и диссоциации. На рис. 4 представлена зависимость потерь солей в газовую фазу.

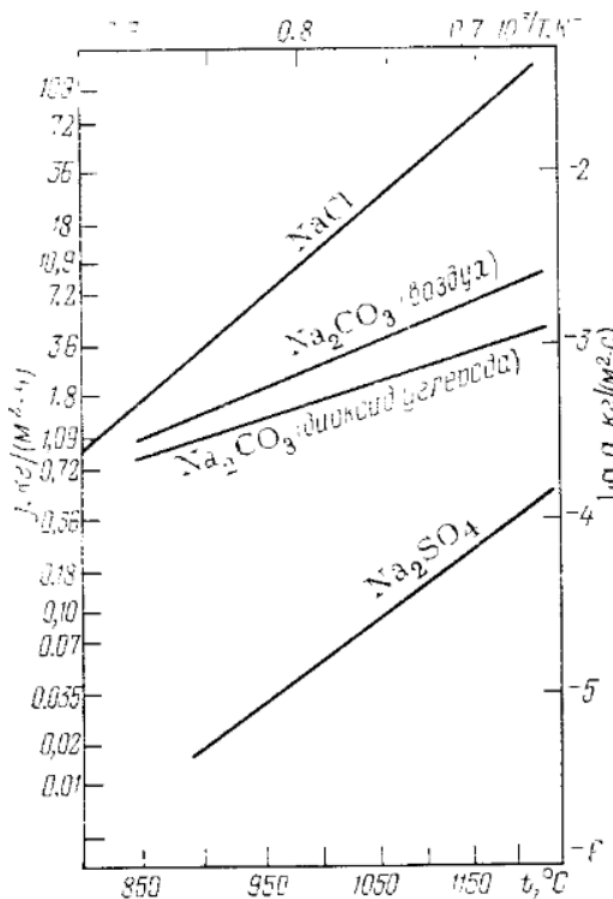


Рисунок 4 – Зависимость удельных потерь солей в газовую фазу от температуры

В циклонных реакторах полнота окисления достигается при коэффициентах расхода воздуха 1,05-1,10, если температура отходящих газов составляет 900-950 $^{\circ}\text{C}$, удельные нагрузки реактора не превышают 2,5 $\text{т}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ и обеспечен тонкий распыл сточной воды с равномерным распределением капель в потоке дымовых газов. Повышение коэффициенты выше оптимального нецелесообразно, т.к. степень окисления практически не меняется. Уменьшение коэффициента – остаточное содержание недоокисленных веществ в продукте процесса.

Для сточных вод, содержащих в себе трудноокисляемые примеси (упаренный щелочной сток производства капролактама), коэффициент расхода воздуха целесообразно увеличить до 1,15.

1.3 Характеристика сырья и продуктов процесса

Щелочные стоки из корп. 705 (цех 22);

а) не упаренные стоки содержат:

- солей органических кислот (адипатов натрия) - 12% вес
- свободной щелочи - не более 2% вес
- циклогексанола + циклогексанон - до 0,2%
- ХПК - не более 350000 мг
O₂/л
- вода - 80%

б) упаренные щелочные стоки содержат:

- солей органических кислот - 20-35% вес
- ХПК - не более 500000 мг O₂/л
- свободная щелочь - не более 4,5%
- циклогексанон циклогексанол - в сумме не более 0,2%
- вода - 65%

в) периодические стоки после промывки трубопроводов водно-кислого слоя содержат свободной щелочи – не более 10% вес.

Стоки из корп. 709 цеха №24, корп. 909 цеха №37 содержат в себе:

- капролактамы - не более 4%
- сульфат аммония - не более 2%
- ТХЭ - не более 0,1%
- вода - не менее 94%
- ХПК - не более 180000 мг O₂/л
- pH - 6,8-8,5

Стоки с производства полиамида (цех №75, №78) содержат:

- pH – не более 9,0
- массовая доля капролактама – не более 20000 мг/л

Кубовые остатки (х-масла) поступают из цехов № 22 и №35

- плотность - 0,98-1,02%
- влага - не более 2,0%
- массовая доля летучих соединений - не более 60%;
- массовая доля иона Na в пересчете на NaOH - не более 0,8%.

Смолы с установки доупарки лактамных стоков имеют в своем составе:

- капролактам – 55÷58%
- сульфат аммония – 2,5÷3%
- вода – 39÷42,5%

Природный газ поступает по межцеховому газопроводу из цеха №10 или из отделения сероочистки корп. 475 цеха № 11 с давлением 0,25 МПа.

Природный газ представляет собой смесь газообразных углеводородов ряда метана с примесями и содержит:

- Объемная концентрация метана - 87,5%
- Масса меркаптановой серы - не более 0,036 г/м³
- Масса сероводорода - не более 0,02 г/м³
- Масса сернистых соединений - до 10 г/см²
- Плотность по воздуху - 0,55 г/см²

Содовый раствор (Na₂CO₃) – водный раствор кальцинированной соды с кон-центрацией 5-10%, pH – не менее 8. [8]

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Технология утилизации стоков производства капролактама

Принципиальная технологическая схема агрегата для термического обезвреживания отходов производства капролактама представлена на рис. 5.

Основным агрегатом данной схемы является вертикальная печь 2 производительностью 8-16 м³/ч сточных вод. В печи за счет сжигания масла и кубовых остатков с мазутом или природным газом поддерживается температура 900-1200°С. По высоте печи расположены форсунки специальной конструкции, через которые в зону огневого факела вводятся жидкие отходы. Воздух в зону горения и для распыления отходов через форсунки подается воздуходувкой 1.

Образующийся при термическом обезвреживании плав соды собирается в нижней части печи, откуда самотеком выводится на охлаждаемый водой стол кристаллизатора 12 и далее в виде кусков вывозится потребителю транспортным устройством 13, либо смешивается с водой в емкости с мешалкой 11 и в виде раствора собирается в сборнике 10 и насосом 9 откачивается потребителю.

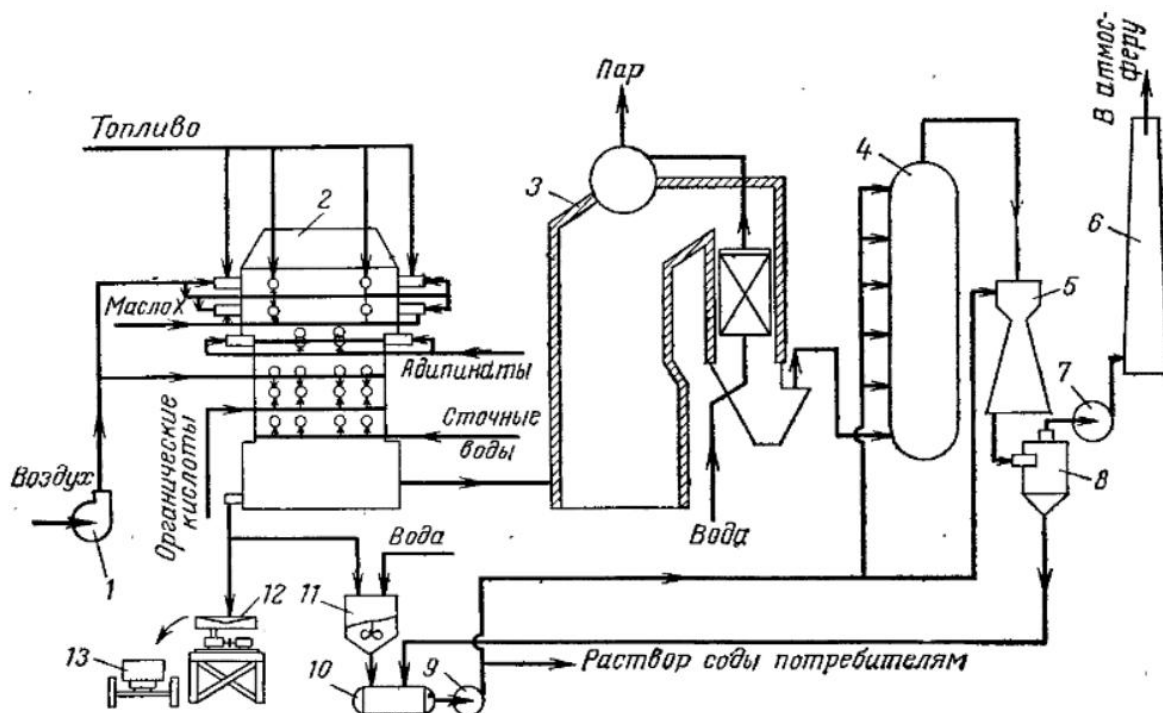
Дымовые газы из печи 2 поступают в котел утилизатор 3, где их тепло используется для получения водяного пара. После котла-утилизатора дымовые газы направляются для дальнейшего охлаждения и очистки от пыли последовательно в скруббер 4, трубу Вентури 15 и циклон 8. Орошение скруббера и трубы Вентури осуществляют 15%-ым содовым раствором. Очищенные дымовые газы с температурой около 120°С дымососом 7 выбрасываются в атмосферу через дымовую трубу 6. Состав полученной соды таков (в %):

Сода каустическая.....	До 10
Сода кальцинированная.....	85-90

Примеси (CaO, SiO₂, Al₂O₃ и др.)..... До 1,5

Влажность..... До 1

Продукт указанного состава применяется в стекольной промышленности, для нейтрализации сточных вод, либо направляется на каустификацию с последующим использованием едкого натра в химических производствах, в том числе в производстве капролактама.



1 – воздуходувка; 2 – печь; 3 – котел-утилизатор; 4 – скруббер; 5 – труба Вентури; 6 – дымовая труба; 7 – дымосос; 8 – циклон-брызгоуловитель; 9 – насос; 10 – сборник; 11 – емкость; 12 – кристаллизатор; 13 – транспортное устройство.

Рисунок 5 – Схема термического обезвреживания отходов

2.2 Технология сжигания стоков ПАО «Куйбышевазот»

Получение кальцинированной соды из раствора адипатов натрия производится в циклонном реакторе, который представляет собой вертикальный цилиндрический водоохлаждаемый аппарат.

Циклонный реактор состоит из 3-х частей:

1. Топочной камеры.
2. Рабочей камеры.
3. Копильника.

Природный газ поступает на агрегат сжигания №5 из цехового газопровода после ГРУ с давлением 0,04-0,06 МПа и подается в общий коллектор и затем в газовые горелки ГПСВ-420 и ГПСВ-190.

На газовые горелки и верхнюю часть топочной камеры подается подогретый воздух из общего коллектора после рубашки газохода, с температурой 200-300 °С.

Из общего коллектора, отдельной линией, горячий воздух поступает на газовые горелки ГПСВ-420, и в верхнюю часть головки реактора. Раствор адипатов натрия подается на форсунки рабочей зоны реактора с давлением 0,8 МПа (8 кгс/см²). Сопла всех газовых горелок и смотровое стекло горелки, расположенное в верхней части топочной камеры, охлаждаются воздухом, поступающим по отдельной линии от воздуходувок поз. В-11/1,2.

Газовоздушная смесь на выходе газовых горелок сгорает в топочной камере, образуя при этом циклон из закрученного потока раскаленных дымовых газов.

Раствор адипатов натрия подается через форсунки рабочей зоны непосредственно в циклонный поток раскаленных дымовых газов. Содержащаяся в растворе вода полностью испаряется, органическая часть сгорает, а натриевые соли органических кислот, взаимодействуя с кислородом воздуха переходят в окись натрия, которая в свою очередь, соединяясь с углекислым газом и водными парами образует раскаленный плав кальцинированной соды.

Плав кальцинированной соды под действием центробежных сил равномерным слоем покрывает внутреннюю поверхность рабочей камеры реактора, стекает вниз на пережим, образуя при этом гарнисаж на стенках рабочей зоны и пережима из тонкого слоя охлажденного плава кальцинированной соды, который является хорошим теплоизолятором.

Плав кальцинированной соды стекает в копильник циклонного реактора, откуда самотеком выводится в растворитель поз. Е-17.

Образующиеся в результате горения газа и органических продуктов дымовые газы через копильник направляются в охлаждаемый воздухом газоход.

Температура дымовых газов на выходе из реактора поддерживается в пределах 900 – 1100 °С.

Контур охлаждающей воды представляет собой замкнутый цикл, куда входит емкость Е-9, насосы Н-6/1,2 и теплообменники Т-5₁₋₃. Вода из рубашки реактора поступает в емкость Е-9.

Из емкости Е-9, вода поступает на всас насосов поз. Н-6_{1,2}, после которых с давлением 0,2-0,3 МПа подается в межтрубное пространство теплообменников поз. Т-5₁₋₃. В трубное пространство теплообменников подается обратная вода для снижения температуры охлаждающего парового конденсата. После теплообменников Т-5₁₋₃ паровой конденсат поступает в рубашку циклонного реактора с температурой 40 °С.

Дымовые газы из копильника циклонного реактора поступают в охлаждаемый воздухом газоход. Газоход представляет собой горизонтальный, радиационный, цилиндрический аппарат, предназначенный для подогрева воздуха перед подачей его в реактор, за счет утилизации тепла дымовых газов, что сокращает расход топлива. Атмосферный воздух от воздуходувок поз. В-11/1,2 поступает в подводящие коллектора с двух сторон газохода и выходит из общего верхнего коллектора с температурой 200-300

$^{\circ}\text{C}$. Охлажденные дымовые газы после охлаждаемого газохода с температурой $750-850^{\circ}\text{C}$ (по прибору поз. TIR-2) и разрежением минус $250-0$ Па (минус $25-0$ мм вод.ст) по прибору поз. PIR-25, поступают в нижнюю часть испарительного скруббера поз. К-2. Скруббер представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с рубашкой водяного охлаждения, снабженный механическими форсунками для впрыска воды. Вода на форсунки скруббера подается насосами Н-7/1: 7 форсунок на скруббере расположены в три яруса 2 форсунки в верхней и 2 форсунки в средней части скруббера расположены соплами вниз, на встречу потоку дымовых газов, 3 форсунки в нижней части скруббера расположены соплами вверх. Кроме форсунок, имеется завеса, для смыва плава соды и два тангенциально установленных ввода, в нижней части скруббера, для смыва днища.

Контроль расхода на завесу и смыв днища осуществляется по прибору FIR-20.

Температура дымовых газов на выходе из скруббера поддерживается не более 300°C и контролируется прибором поз. TIRCSAh-1a за счет ручного регулирования расхода воды на форсунки клапаном НС- 6. Испарительный скруббер снабжен наружной верхней и нижней рубашкой водяного охлаждения, которые входят в замкнутый цикл: емкость Е-9, насосы Н-6_{1,2} теплообменники Т-5₁₋₃. Вода на рубашки скруббера подается из общего коллектора после теплообменников Т-5₁₋₃ с температурой не более 40°C и общим расходом не менее $55\text{ м}^3/\text{ч}$ (по прибору поз. FIR-27a). Вода из рубашек охлаждения самотеком поступает в емкость Е-9 с температурой не более 70°C . Дымовые газы после охлаждения в скруббере К-2 до температуры не более 300°C , поступают в электрофильтр поз. Ф-1 для очистки от пыли кальцинированной соды.

Электрофильтр представляет собой электрогазоочистной аппарат, состоящий из стального корпуса, внутри которого размещено электромеханическое оборудование: осадительные и коронирующие

электроды, механизмы встряхивания электродов, газораспределительные решетки, изоляторные узлы. За счет высокого электрического напряжения на электродах в фильтре создается постоянное электромагнитное поле.

Частицы пыли кальцинированной соды, поступающие в электрофильтр с дымовыми газами, заряжаются от короны электрических зарядов на коронирующих электродах и под действием электрического поля осаждаются на осадительных электродах.

Удаление пыли с электродов осуществляется при помощи ударно-механической системы встряхивания электродов.

Корпус фильтра разделен по ходу дымовых газов на пять условных отсеков.

Первый – форкамера, в которой расположены газораспределительные решетки, четыре следующие секции – равные по габаритам отсеки, в которых размещены одинаковые комплекты осадительных и коронирующих электродов (поля), имеющие индивидуальные токоподводы и системы механической очистки электродов от пыли.

Форкамера и каждое поле электрофильтра в нижней части снабжены приемным бункером, куда осыпается мелкодисперсная пыль кальцинированной соды, осаждающаяся на газораспределительных решетках и электродах. На каждом бункере установлены электроприводные вибраторы для удаления пыли соды со стенок бункера в гидрозатворы.

После дымососов поз. В-10/1,2 дымовые газы выбрасываются в атмосферу через дымовую трубу поз. Х-21. Контроль за выбросами в атмосферу осуществляется согласно утвержденных норм.

Плав соды из циклонного реактора подается в емкость поз. Е-17. Растворение плава кальцинированной соды осуществляется за счет циркуляции содового раствора в контуре поз. Е-17, Н-18/1,2, а так же насосом

поз. Н-18/1,2 производится выдача содового раствора в емкость поз. Е-19. Уровень раствора соды в емкости поз. Е-17 контролируется и автоматически регулируется прибором поз. LIRCAh1-3 за счет регулирования клапаном поз. LCV-5 подачи слабого содового раствора из емкости поз. Е-13, насосом поз. Н-16/1,2. Объемный расход 4 % содового раствора поступающего из поз. Е-13 в поз. Е-17 контролируется по прибору поз. FIR-12 и не превышает 25 м³/ч.

Уровень содового раствора в емкости поз. Е-19 контролируется прибором поз. LIRAh1-4, концентрация содового раствора контролируется аналитическим методом.

Выдача содового раствора из емкости поз. Е-19 осуществляется насосами поз. Н-20/1,2 при давлении в линии нагнетания 0,3-0,5 МПа (3-5 кгс/см²).

Объемный расход содового раствора потребителям: в корпус 313 – не более 10 м³/ч по прибору поз. FIR-17, в корпус 916, 926 и на НДСФ цеха №39 – не более 6,5 м³/ч по прибору поз. FIR-16.

Кроме этого содовый раствор подается на подпитку отстойников поз. Е-111_{1,2} контура циркуляции содового раствора агрегатов № 1,2, общий расход не превышает 60 м³/ч по прибору поз. FIR-18.

2.3 Аналитический контроль процесса

План аналитического контроля за процессом сжигания стоков на ПАО «Куйбышевазот» представлен в табл. 2.

Таблица 2 – Аналитический контроль

Наименование стадий, процесса и места отбора пробы	Контролируемые параметры	Нормы технологического режима	Методы испытания
Газоход перед дымовой трубой	Содержание пыли Na ₂ CO ₃ в дымовых газах	не более 600 мг/м ³	Метод нейтрализации с предварительным поглощением пыли раствором кислоты
	Содержание СО в дымовых газах	не более 3000 мг/м ³	Хроматографический метод
	Содержание СО в дымовых газах	не более 3000 мг/м ³	По индикаторным трубкам
	Содержание окислов азота NO в дымовых газах	не более 27,6 мг/м ³	Метод поглощения в вакуумметрических колбах
	Содержание двуокиси серы SO ₂ в дымовых газах	не более 60 мг/м ³	Метод поглощения в вакуумметрических колбах
Газоход перед дымовой трубой	Содержание пыли Na ₂ CO ₃ в дымовых газах	не более 50 мг/м ³	Метод нейтрализации с предварительным поглощением пыли раствором кислоты
	Содержание СО в дымовых газах	не более 800 мг/м ³	Хроматографический метод
	Содержание СО в дымовых газах	не более 800 мг/м ³	По индикаторным трубкам
	Содержание окислов азота NO в дымовых газах	не более 13 мг/м ³	Метод поглощения в вакуумметрических колбах
	Содержание двуокиси серы SO ₂ в дымовых газах	не более 50 мг/м ³	Метод поглощения в вакуумметрических колбах
Содовый раствор с нагнетания насосов	Массовая концентрация раствора Na ₂ CO ₃	5÷10%	Метод нейтрализации
	рН	не менее 8,0	рН-метр
	Свободная щелочь	факультативно	Метод нейтрализации
Содовый раствор из отстойников	рН	не менее 8,0	рН-метр
Емкость для приема кислых стоков	рН	6,8÷8,5	рН-метр
	ХПК	не более 180000 мгО ₂ /л	Метод нейтрализации
Емкость для приема щелочных стоков	Концентрация адипат натрия	18÷35	Метод нейтрализации
	ХПК	не более 600000 мгО ₂ /л	Метод нейтрализации
	рН	факультативно	рН-метр
	Свободная щелочь	факультативно	Метод нейтрализации

2.4 Возможности модернизации существующего процесса

Температура выходящих из печи дымовых газов составляет более 1000°C. С такой температурой газы отправляются в дымовую трубу, где отдают избыточное тепло воздуху, циркулирующему в рубашке дымовой трубы. Температура газов в процессе отдачи тепла снижается до 700 °С.

Согласно данным регламента, температура сброса дымовых газов в атмосферу не должна превышать 140°C. Такое значение температуры должно обеспечиваться во время очистки газов в скруббере. Однако, на сегодняшний день не удается снизить температуру потока ниже 280°C.

В связи с этим в работе предлагается возможность модернизации существующей технологии путем организации водяной завесы перед входом газового потока в скруббер.

В качестве дымовой завесы предлагается применение содового раствора с такой концентрацией карбоната натрия, чтобы обеспечивалось значение $pH=8$.

Ожидаемым результатом организации дымовой завесы является:

1. Снижение температуры отходящих газов;
2. Улавливание водой частиц пыли;
3. Частичное снижение концентрации углекислого газа в потоке;
4. Снижение тепловой нагрузки на скруббер.

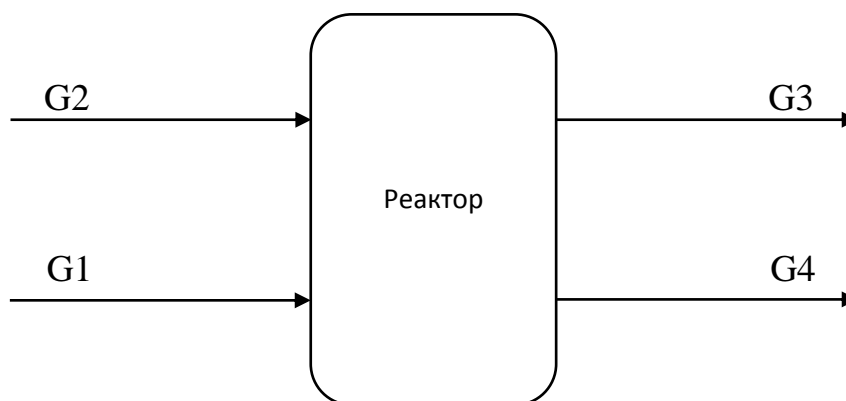
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс стадии сжигания стоков

Исходные данные к расчету:

1. Производительность установки 40 тыс т/год;
2. Состав стоков представлен в табл. 12 [8];
3. Состав содового раствора на выходе из реактора: N_2CO_3 95% масс., H_2O 5% масс [8];
4. Мольный избыток кислорода на реакцию 1,1 [7].

Схема материальных потоков представлена на рис. 6 (без учета подачи топлива и воздуха на его сжигание).



G1 – сточные воды; G2 – воздух на окисление; G3 – газы пиролиза; G4 – расплав соды

Рисунок 6 – Схема материальных потоков окислительного пиролиза отходов производства капролактама

Таблица 3 – Состав сточной воды

Компонент	Содержание
Моно- и дикарбоновые натриевые соли	20
Циклогексанол	0,8
Циклогексанон	0,2
Капролактam	5
Сульфат аммония	3
Вода	остальное

Часовая производительность установки рассчитывается по формуле:

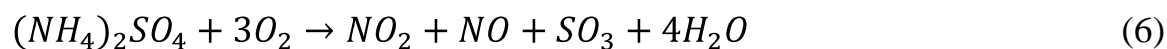
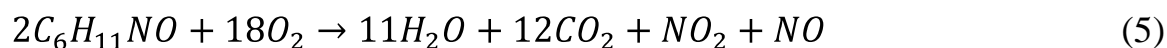
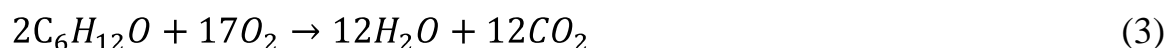
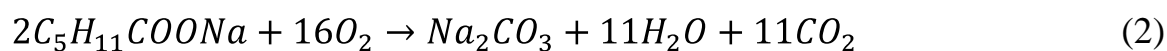
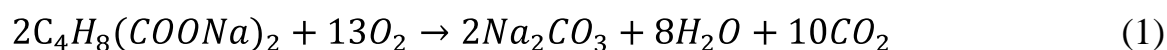
$$G_1 = \frac{П \cdot 1000}{n \cdot 24},$$

где П – производительность установки по сырью, т/год;

n – количество рабочих дней в году.

$$G_1 = \frac{40000 \cdot 1000}{330 \cdot 24} = 5050,50 \text{ кг/ч}$$

Примем, что в процессе протекают следующие реакции:



Для расчета расходов компонентов исходной смеси и продуктов окисления примем, что содержание моно- и дикарбоновых солей в соде одинаковое, т.е. $G_{C_4H_8(COONa)_2} = G_{C_5H_{11}COONa}$.

Расчет ведется по формулам:

Массовый расход компонента:

$$G_i^1 = \frac{G_1 \cdot W_i}{100\%}$$

где W_i – содержание компонента в составе потока, % масс.

Мольный расход компонента рассчитывается по формуле:

$$g_i^1 = \frac{G_i^1}{M_i}$$

где M_i – молярная масса компонента, кг/кмоль.

Расчет состава потока G1 представлен в табл. 13.

Таблица 4 – Состав потока G1

Компонент	Wi, % масс.	Gi, кг/ч	Mi, кг/кмоль	gi, кмоль/ч
$C_4H_8(COONa)_2$	10	505,050	190	2,658
$C_5H_{11}COONa$	10	505,050	138	3,660
$C_6H_{12}O$	0,8	40,404	100	0,404
$C_6H_{10}O$	0,2	10,101	98	0,103
$C_6H_{11}NO$	5	252,525	113	2,235
$(NH_4)_2SO_4$	3	151,515	134	1,131
H_2O	71	3585,855	18	199,214
Итого:		5050,500		209,405

Расходы компонентов в составе продуктов процесса находим по реакциям (1-6), используя уравнение:

$$g_i = \frac{g_i^1 \cdot n}{m}$$

где g_i^1 – мольный расход исходного вещества, кмоль/ч;

n – коэффициент, стоящий перед искомым продуктом реакции;

m – коэффициент, стоящий перед исходным компонентом с расходом g_i^1 .

Для примера расчета рассмотрим реакцию (1):

- Мольный расход кислорода на реакцию

$$g_{O_2} = \frac{g_{C_4H_8(COONa)_2}^1 \cdot 13}{2}$$

$$g_{O_2} = \frac{2,658 \cdot 13}{2} = 17,278 \text{ кмоль/ч}$$

- Массовый расход кислорода

$$G_{O_2} = g_{O_2} \cdot M_{O_2}$$

$$G_{O_2} = 17,278 \cdot 32 = 552,897 \text{ кг/ч}$$

- Мольный расход продуктов реакции

$$g_{Na_2CO_3} = \frac{g_{C_4H_8(COONa)_2}^1 \cdot 2}{2} = g_{C_4H_8(COONa)_2}^1 = 2,658 \text{ кмоль/ч}$$

$$g_{H_2O} = \frac{g_{C_4H_8(COONa)_2}^1 \cdot 8}{2} = 2,658 \cdot 4 = 10,633 \text{ кмоль/ч}$$

$$g_{CO_2} = \frac{g_{C_4H_8(COONa)_2}^1 \cdot 10}{2} = 2,658 \cdot 5 = 13,291 \text{ кмоль/ч}$$

- Массовый расход продуктов реакции

$$G_{Na_2CO_3} = g_{Na_2CO_3} \cdot M_{Na_2CO_3} = 2,658 \cdot 106 = 281,765 \text{ кг/ч}$$

$$G_{H_2O} = g_{H_2O} \cdot M_{H_2O} = 10,633 \cdot 18 = 191,387 \text{ кг/ч}$$

$$G_{CO_2} = g_{CO_2} \cdot M_{CO_2} = 13,291 \cdot 44 = 584,795 \text{ кг/ч}$$

Таким образом производим расчет каждой стадии. Результаты расчета представлены в табл.5.

Таблица 5 – Результаты количественного расчета компонентов реакций (1-6)

№	O ₂		Na ₂ CO ₃		CO ₂		H ₂ O		NO		NO ₂		SO ₃	
	g _i	G _i	g _i	G _i	g _i	G _i	g _i	G _i	g _i	G _i	g _i	G _i	g _i	G _i
1	17,278	552,897	2,658	281,765	13,291	584,795	10,633	191,387						
2	29,278	936,904	1,830	193,968	20,129	885,667	20,129	362,318						
3	3,434	109,899			2,424	106,667	2,424	43,636						
4	0,825	26,386			0,618	27,211	0,515	9,276						
5	20,113	643,604			13,408	589,970	12,291	221,239	1,117	33,521	1,117	51,399		
6	3,444	110,193					4,591	82,645	1,148	34,435	1,148	52,801	1,148	91,827
Итого:	74,371	2379,883	4,488	475,733	49,871	2194,309	50,583	910,502	2,265	67,956	2,265	104,300	1,148	91,827

*g_i=[кмоль/ч], G_i=[кг/ч]

Правильность расчета проверяем согласно закону сохранения масс:

- Масса веществ, вступивших в реакцию:

$$G_1 + G_{O_2} - G_{H_2O}^1 = 5050,50 + 2379,883 - 3585,855 = 3844,528 \text{ кг/ч}$$

- Масса веществ, образовавшихся в результате реакции:

$$G_{\text{прод}} = 475,733 + 2194,309 + 910,502 + 67,956 + 104,300 + 91,827 \\ = 3844,528 \text{ кг/ч}$$

Таким образом расчет выполнен верно.

Количество кислорода, поступающего на процесс:

$$G_{O_2}^2 = 1,1 \cdot G_{O_2} = 1,1 \cdot 2379,883 = 2617,871 \text{ кг/ч}$$

$$g_{O_2}^2 = \frac{2617,871}{32} = 81,808 \text{ кмоль/ч}$$

Непрореагировавший кислород в продуктах реакции:

$$G_{O_2}^3 = G_{O_2}^2 - G_{O_2} = 2617,871 - 2379,883 = 237,988 \text{ кг/ч}$$

$$g_{O_2}^3 = \frac{237,988}{18} = 13,222 \text{ кмоль/ч}$$

Количество азота, поступившего в составе воздуха:

$$G_{N_2}^2 = \frac{G_{O_2}^2 \cdot W_{N_2}}{W_{O_2}} = \frac{2617,871 \cdot 75,5\%}{23,15\%} = 8537,765 \text{ кг/ч}$$

где 75,5 и 23,15% это содержание азота и кислорода в составе воздуха соответственно, % масс.

$$g_{N_2}^2 = \frac{8537,765}{28} = 304,920 \text{ кмоль/ч}$$

Количество воды, покидающей реактор:

$$G_{H_2O}^{3,4} = G_{H_2O}^1 + G_{H_2O}^{\text{прод}} = 3585,855 + 910,502 = 4496,357 \text{ кг/ч}$$

При этом часть воды уходит из печи в составе соды:

$$G_{H_2O}^4 = \frac{G_{Na_2CO_3}^4 \cdot 0,05}{0,95} = \frac{475,733 \cdot 0,05}{0,95} = 25,093 \text{ кг/ч}$$

$$g_{H_2O}^4 = \frac{25,093}{18} = 1,394 \text{ кмоль/ч}$$

Вода в составе газов пиролиза:

$$G_{H_2O}^3 = G_{H_2O}^{3,4} - G_{H_2O}^4 = 4496,357 - 25,038 = 4471,319 \text{ кг/ч}$$

$$g_{H_2O}^3 = \frac{4471,319}{18} = 248,406 \text{ кмоль/ч}$$

Материальный баланс процесса представлен в табл. 6.

Таблица 6 – Материальный баланс процесса

Приход	кг/ч	кмоль/ч	% масс.	Расход	кг/ч	кмоль/ч	% масс.
Сточные воды:	5050,500	209,422	100	Газы пиролиза:	15705,310	616,312	100
в т.ч. $C_4H_8(COONa)_2$	505,050	2,658	10,000	в т.ч. O_2	237,833	7,437	1,514
$C_5H_{11}COONa$	505,050	3,660	10,000	N_2	8537,765	304,920	54,362
$C_6H_{12}O$	40,404	0,404	0,800	CO_2	2194,309	49,871	13,972
$C_6H_{10}O$	10,101	0,103	0,200	H_2O	4471,319	248,406	28,470
$C_6H_{11}NO$	252,525	2,235	5,000	NO	67,956	2,265	0,433
$(NH_4)_2SO_4$	151,515	1,148	3,000	NO_2	104,300	2,265	0,664
H_2O	3585,855	199,214	71,000	SO_3	91,827	1,148	0,585
Воздух:	11155,636	386,728	100,000	Сода:	500,826	5,882	100,000
в т.ч. O_2	2617,871	81,808	23,467	в т.ч. Na_2CO_3	475,733	616,312	94,990
N_2	8537,765	304,920	76,533	H_2O	25,093	7,437	5,010
ИТОГО:	16206,136	596,150		ИТОГО:	16206,136	628,076	

3.2 Энергетический баланс стадии сжигания стоков

Пример расчета теплового баланса циклонного реактора представлен в источнике [7].

Исходные данные к расчету:

1. Температура сточной воды на входе в реактор $T = 303 \text{ K}$;
2. Температура уходящих газов $T = 1253 \text{ K}$;
3. Температура плава на выходе из реактора 1143 K .
4. Тепловой эффект сгорания сточной воды 2800 кДж/кг . [7]

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6$$

где Q_1 – теплота сгорания сточной воды, кДж/ч;

Q_2 – физическое тепло компонентов потока G_1 сырья, кДж/ч;

Q_3 – тепло дымовых газов;

Q_4 – затраты тепла на испарение и перегрев паров сточных вод;

Q_5 – физическое тепло продуктов процесса;

Q_6 – потери тепла в окружающую среду.

В процессе пиролиза в реакцию окисления вступило $4898,985 \text{ кг}$ компонентов сточных вод. Тогда:

$$G_1 = q \cdot G_{\text{вступ}}$$

где $q = 2800 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ – тепловой эффект сгорания сточной воды;

$G_{\text{вступ}}$ – количество вступивших в реакцию компонентов сырья.

$$Q_1 = 2800 \cdot 4898,985 = 13717158 \text{ кДж/ч}$$

Физическое тепло компонентов сырья или продуктов процесса рассчитывается по формуле:

$$Q_i = G_i \cdot C_i \cdot T,$$

где G_i – массовый расход компонента, кг/ч;

C_i – теплоемкость компонента, кДж/(кг·К);

T – температура потока, К.

или

$$Q_i = g_i \cdot c_i \cdot T,$$

где g_i – мольный расход компонента, кмоль/ч;

c_i – молярная теплоемкость компонента, кДж/(кмоль·К).

Молярная теплоемкость компонентов может быть рассчитана по формуле (для неорганических соединений):

$$c_i = a + bT + c/T^2$$

где a , b , c – коэффициенты [9].

Результаты расчета теплоемкостей веществ представлены в табл. 7.

Таблица 7 – Расчет теплоемкостей

Компонент	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^{-5}$	c_i при 303 К	при 1253 К
O_2	31,46	3,39	-3,77	32,25	35,47
N_2	27,87	4,27		29,16	33,22
CO_2	44,14	9,04	-8,53	46,34	54,92
H_2O	30	10,71	0,33		43,44
NO	29,58	3,85	-0,59	30,71	34,37
NO_2	45,69	8,65	-8,53	47,77	55,99
SO_3	57,32	26,860	-13,05	64,63	90,14

Теплоемкости жидких и твердых веществ (табличные данные) представлены в табл. 8.

Таблица 8 – Теплоемкость жидких и твердых компонентов смеси (кДж/кг*К) [1, 10, 13-14]

Компонент	С при T=303	С при T = 1143 К
$C_4H_8(COONa)_2$	2,9	
$C_5H_{11}COONa$	2	
$C_6H_{12}O$	2,022	
$C_6H_{10}O$	2,047	
$C_6H_{11}NO$	1,77	
$(NH_4)_2SO_4$	187*	
H_2O	4,174	2,39
Na_2CO_3	109,2*	0,9

*кДж/кмоль*К

Результаты расчета физического тепла компонентов смеси представлены в табл. 9.

Таблица 9 – Расчет физического тепла компонентов смеси

Компонент	c кДж/кмоль; (кДж/кг*К)	(С) К	T, К	g кмоль/ч (кг/ч)	Q, кДж/ч
Поток G1 (кг/ч)					
$C_4H_8(COONa)_2$	2,9		303	505,050	443787,44
$C_5H_{11}COONa$	2		303	505,050	306060,30
$C_6H_{12}O$	2,022		303	40,404	24754,16
$C_6H_{10}O$	2,047		303	10,101	6265,05
$C_6H_{11}NO$	1,77		303	252,525	135431,68
$(NH_4)_2SO_4$	187*		303	151,515	8584991,42
H_2O	4,171		303	3585,855	4531850,17
Поток G2 (кмоль/ч)					
O_2	32,25		303	81,808	799407,32
N_2	29,16		303	304,920	2694114,56
Поток G3 (кмоль/ч)					
O_2	35,47		1253	7,437	330529,36
N_2	33,22		1253	304,920	12692191,33
CO_2	54,92		1253	49,871	3431860,90
H_2O	43,44		1253	248,406	13520818,07
NO	34,37		1253	2,265	97543,61
NO_2	55,99		1253	2,265	158902,14
SO_3	90,14		1253	1,148	129661,34
Поток G4, кг/ч					
H_2O	2,39		11443	25,093	686262,69
Na_2CO_3	0,9		1143	475,733	489386,54

Таким образом:

- физическое тепло исходных компонентов

$$Q_2 = 14033140,21 + 3493521,89 = 17526662,1 \text{ кДж/ч}$$

Физическое тепло продуктов:

$$Q_5 = 30361506,74 + 1175649,22 = 31537155,96 \text{ кДж/ч}$$

Затраты тепла на испарение и перегрев паров сточных вод:

$$Q_4 = G_1 \cdot (2500 + c_{\text{п}} \cdot t_{\text{ух газов}}) / 3600$$

где $c_{\text{п}}$ – теплоемкость паров воды в интервале температур от 0 до $t_{\text{ух}}$ газов. $t_{\text{ух}}$ – температура отходящих газов, °С.

$$Q_4 = 5050,500 \cdot 2500 + 3,28 \cdot 1253 = 33382996,92 \text{ кДж/ч}$$

Потери процесса представим равными 5 % от прихода. По уравнению найдем необходимое количество теплоты, поступающую в зону реакции от ДЫМОВЫХ ГАЗОВ:

$$0,95 \cdot (Q_1 + Q_2 + Q_3) = Q_4 + Q_5$$

$$13717158 + 17526662,1 + Q_3 = \frac{33382996,92 + 31537155,96}{0,95}$$

$$Q_3 = 37093182,932 \text{ кДж/ч}$$

Потери процесса:

$$\begin{aligned} Q_6 &= 0,05 \cdot 13717158 + 17526662,1 + 37093182,932 \\ &= 3416850,1516 \text{ кДж/ч} \end{aligned}$$

Энергетический баланс процесса представлен в табл. 10.

Таблица 10 – Энергетический баланс процесса

Приход	кДж/ч	%	Расход	кДж/ч	%
Теплота сгорания сточной воды	13717158,00	20,07	Тепло на испарение и перегрев паров сточных вод	33382996,92	48,85
Физическое тепло компонентов сырья	17526662,10	25,65	Физическое тепло продуктов процесса	31537155,96	46,15
Тепло дымовых газов	37093182,93	54,28	Потери тепла	3416850,15	5,00
Итого:	68337003,03	100,00	Итого:	68337003,03	100,00

3.3 Материальный баланс проектируемой стадии охлаждения

Газы, покидающие печь, содержат в своем составе около 1,5 % кальцинированной соли в виде пыли. Состав потока поступающего на водяную завесу представлен в табл. 11.

Таблица 11 – Состав газов на завесу

Компонент	Содержание
O_2	1,514
N_2	54,362
CO_2	13,972
H_2O	28,470
Na_2CO_3	1,682
Итого:	100

Количественный состав исходной смеси приведен в табл. 12.

Таблица 12 – Состав исходного газа

Компонент	Содержание	кг/ч	кмоль/ч	кг/кмоль
O_2	1,514	245,36	7,67	32,00
N_2	54,362	8809,98	314,64	28,00
CO_2	13,972	2264,32	51,46	44,00
H_2O	28,470	4613,89	256,33	18,00
Na_2CO_3	1,682	272,59	2,57	106,00
Итого:	100	16206,14	632,67	

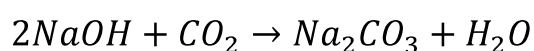
В процессе очистки концентрация содовой пыли снижается, при этом концентрации азота, кислорода остаются неизменными. В процессе отмывки в состав газовой фазы переходит вода, а также улавливается часть углекислого газа. Массовый расход воды в составе потока возрастает практически в два раза за счет испарения части воды водяной завесы. Количество углекислого газа снижается на 0,05% от исходного количества.

Расчет состава газовой смеси на выходе представлен в табл. 13.

Таблица 13 – Состав дымовых газов на выходе из водяной завесы

Компонент	кг/ч	%	кмоль/ч	кг/кмоль
O_2	245,36	1,54	7,67	32
N_2	8809,98	55,15	314,64	28
CO_2	2194,31	13,74	49,87	44
H_2O	4471,32	27,99	248,41	18
Na_2CO_3	254,7	1,59	2,40	106
Итого:	15975,67	100	622,99	

Уравнение захвата углекислого газа:



Количество едкого натра на стадию охлаждения:

$$G_{NaOH} = G_{CO_2}^{проореар} \cdot \frac{M_{NaOH}}{M_{CO_2}}$$

$$G_{NaOH} = (2264,32 - 2194,31) \cdot \frac{2 \cdot 40}{44} = 127,29$$

Состав содового раствора на входе в печь с табл. 14.

Таблица 14– Состав содового потока

Компонент	Содержание	кг/ч	кмоль/ч	кг/кмоль
H_2O	91,9	10634,50	241,69	44
$NaOH$	1,1	127,29	7,07	18
Na_2CO_3	7	810,03	7,64	106
Итого:	100	11571,82	256,41	

Материальный баланс охлаждения смеси представлен в таблице 15.

Таблица 15– Материальный баланс процесса

Компонент	Приход			Расход		
	кг/ч	кмоль/ч	%	кг/ч	кмоль/ч	%
- газ						
O_2	245,36	7,67	1,514	245,36	7,67	1,54
N_2	8809,98	314,64	54,362	8809,98	314,64	55,15
CO_2	2264,32	51,46	13,972	2194,31	49,87	13,74
H_2O	4613,89	256,33	28,47	4471,32	248,41	27,99
Na_2CO_3	272,59	2,57	1,682	254,7	2,4	1,59
- содовый раствор						
H_2O	10634,5	241,69	91,9	10777,07	598,726	99,7
$NaOH$	127,29	7,07	1,1	-	-	
Na_2CO_3	810,03	7,64	7	827,92	7,81	1,3
Итого:	27777,96	889,07	200	27777,96	1229,52	100,01

3.4 Тепловой баланс проектируемой стадии охлаждения

1. Температура содового раствора 30°C на входе, на выходе 80°C;
2. Температура дымовых газов составляет на входе 700°C, на выходе 300°C.

Теплоемкость дымовых газов на входе в водяную завесу составляет 1,239 кДж/кг·К, теплоемкость на выходе из нее – 1,122 кДж/кг·К.

Количество теплоты, теряемое дымовыми газами, рассчитывается по формуле [18-20]:

$$\Delta Q = 16206,14 \cdot 1,239 \cdot 700 - 1,122 \cdot 300 = 8600598,498 \text{ кДж/ч}$$

Отсюда количество содового раствора на водяную завесу:

$$G_{p-p} = \frac{\Delta Q}{c_{cp} \Delta t}$$

где c_{cp} – средняя теплоемкость раствора содового, кДж/кг·К.

$$G_{p-p} = \frac{\Delta Q}{c_{cp} \Delta t}$$

$$G_{p-p} = \frac{8600598,498}{3,54 \cdot 80 - 30} = 48590,95 \text{ кг/ч}$$

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Рассмотрен процесс дожига стоков производства капролактама, изучены основы процесса, влияние основных параметров, а также характеристики и требования к участникам процесса;
2. Рассмотрена технологическая схема и норма технологического режима, применяемые на ПАО «Куйбышевазот»;
3. Предложен способ модернизации технологической схемы путем установления водяной завесы перед входом дымовых газов в скруббер. Данное решение необходимо для эффективного отвода теплоты уходящих газов, значительно снимает тепловую нагрузку на следующее после технологическое оборудование;
4. Произведены технологические расчеты. Рассчитано количество содового раствора для охлаждения смеси до заданных температур.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. В.И. Овчинников, В.Р. Ручинский. Производство капролактама |Текст|/ М., Химия, 1977г.
2. Варшавский С.Л., Крендель Б.А. Производство капролактама в Германии|Текст|/ ОНТИГИАП,М. :1979, 143 с.
3. Глазко И.Л., Леванова СВ., Соколов А.Б., Тихонова (Сумарченкова) И.А. Усовершенствование переработки отходов производства капролактама |Текст|/ Нефтехимия, 2003, т.43, №2. с. 158-160
4. Глазко И.Л., Красных Е.Л., Леванова СВ., Соколов А.Б., Тихонова И.А. (Сумарченкова И.А.) Переработка отходов производства капролактама |Текст|/ Тез. докл. VI Междунар. конференции «Окр. среда для нас и будущ. поколен.». 2001, Самара, с.63.
5. Тихонова И.А. (Сумарченкова И.А.) Экономический аспект применения минеральных кислот при получении пластификатора из отходов производства капролактама |Текст|/ Тез. докл. Всероссийской научной конференции ученых и студентов «Нефтегазовые и химические технологии», 2002, Самара, с. 105.
6. Будыко М.И. и др. Некоторые пути воздействия на климат |Текст|/ 2-е изд., перераб и доп., М: Метерология и гидрология, 1970, 120 с.
7. Бернадинер М.Н., Шурыгин А.П. Огневая переработка и обезвреживание промышленных отходов. – М.: Химия, 1990. – 304 с.
8. Инструкция ИРМ 23 – 10 аппаратчику пиролиза (старшему) отделения получения кальцинированной соды цеха № 23 производства капролактама корп. 716/ ПАО «КуйбышевАзот», Тольятти. 2015.
9. Мищенко К.П., Равдель А.А.. Краткий справочник физико-химических величин/под ред. Мищенко К.П., Равдель А.А./ Седьмое издание, Л.: Химия, 1974 г. – 200 стр.
10. Справочник азотчика (в 2-х томах) Автор: Мельников Е.Я. (ред.) Издательство: М.: Химия Год: 1986 - 1987 - 2-е изд., перераб.

1. 11.. Тимонин А.С. Инженерно-экологический справочник. Т.2. – Калуга: Из-во Н. Бочкаревой, 2003. – 884 с.
11. Дружинина Ю.А., «Способы переработки капролактамосодержащих продуктов на основе исследований их химического состава», Автореферат канд. дисс., Самара, 2009.
12. Новый справочник химика и технолога. Радиоактивные вещества. Вредные вещества. Гигиенические нормативы / Редкол.: Москвин А. В. и др.. — СПб.: АНО НПО «Профессионал», 2004.
13. Baxi NN and Shah AK, Biological treatment of the components of solid oligomeric waste from a nylon-6 production plant. *World J Microbiol Biotechnol* 16:835– 840 (2000).
14. Iizuka H, Tanabe I, Fukumura T and Kato K, Taxonomic study on the ϵ -caprolactam– utilizing bacteria. *J Appl Microbiol* 13:125 –137 (1967).
15. Negoro S, Biodegradation of nylon and other synthetic polyamides. *Biopolymers* 9:395– 415 (2002).
16. Теплофизические свойства технически важных газов при высоких температурах и давлениях: Справочник / В.Н. Зубарев, А.Д. Козлов, В.М. Кузнецов и др. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 232 с.
17. Методические указания по курсовому проектированию/ ТГУ; Сост.: В. Е. Стацюк, И. В. Цветкова. Тольятти, 2006. 17с.
18. Гутник С.П. Расчеты по технологии органического синтеза. М: Химия, 1988. – 272 с.
19. Павлов. К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л: Химия, 1987. – 576.
20. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского М: Химия 1991. – 496 с.