

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)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки / специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Модернизация стадии дистилляции производства капролактама ПАО
«КуйбышевАзот». Цех №37.

Обучающийся

В.М. Шепелев

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(ученая степень (при наличии), ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)

Тольятти 2023

Аннотация

Целью выпускной квалификационной работы является увеличение производительности процесса дистилляции капролактама. В качестве модернизации предлагается реконструкция старого оборудования более новым, а именно заменой роторного тонкопленочного теплообменника на новый аппарат теплообменного типа с установленным центробежным сепаратором.

Объем выпускной квалификационной работы составляет 69 страниц. Включает 36 рисунков, 14 таблиц, 1 презентацию. Выпускная квалификационная работа посвящена стадии дистилляции производства капролактама. В работе приведены описание стадии синтеза капролактама, технологическая схема процесса дистилляции, технического решения по модернизации, технологические расчеты. Представлены расчеты тонкопленочного испарителя и оценен эффект модернизации.

В первом разделе представлена информация о физико-химических основах процесса получения капролактама, характеристика сырья и готового продукта, механизм реакции образования примесей в составе капролактама, патентная часть, решение модернизации стадии дистилляции капролактама.

Во втором разделе проанализирована технологическая схема, спецификация оборудования, приведены технологические расчеты материального и теплового балансов.

В третьем разделе приведен технологический расчет внедряемого оборудования, проанализирована эффективность.

Содержание

Введение.....	4
1 Литературный обзор	6
1.1 Физико-химические основы получения капролактама	6
1.2 Характеристика сырья и готового продукта	14
1.3 Механизм реакций образования примесей в составе капролактама	17
1.4 Патентная часть.....	26
1.5 Решение модернизации стадии дистилляции капролактама	30
2 Технологический раздел.....	33
2.1 Технологическая схема.....	33
2.2 Спецификация оборудования	43
2.3 Материальный баланс процесса	45
2.4 Тепловой баланс процесса	49
3 Расчет внедряемого роторно-пленочного испарителя и сепаратора	56
3.1 Материальный баланс испарителя	56
3.2 Тепловой баланс испарителя	57
3.3 Конструктивный расчет испарителя	58
3.4 Расчет внедряемого сепаратора	62
Заключение	66
Список используемой литературы и используемых источников.....	67

Введение

Производство капролактама занимает немало важное место на мировом промышленном рынке [9]. Ценность капролактама заключается в применении его в производстве нейлона-6. Нейлон-6 — это синтетические волокна, используемые в основном в композиционных изделиях. Волокна на основе нейлона-6 обладают большой прочностью, отличными физическими параметрами и химической стойкостью. Его используют для изготовления пластиков, использующихся в инженерной промышленности, а также для производства пленок из полиамида.

Незначительные объемы капролактама можно обнаружить в процессе синтеза лизина. Он может встречаться и в полиуретане, кожах синтетического типа, жидкостях для растворения краски, пластификаторах, либо же в текстильной промышленности при изготовлении жестких подкладок. Встречается так же в производстве покрытий для пленок.

Из-за высокой ценности капролактама и применение его в большом количестве производств разной продукции, к капролактаму выставляются особые критерии и требования, с производственно-технологической точки зрения и с точки зрения характеристик

Капролактама является очень ценным продуктом. Связано это с тем, что он используется во многих сферах производства. Для того, чтобы капролактама был востребован, необходимо соблюдать целый ряд требований и различных критериев. Это относится к его производству и непосредственно к характеристикам готового капролактама. Производственно-технологические требования описаны в ГОСТе 7850-2013 (с изменением №1) и должны выдерживаться на всех стадиях процесса получения целевого продукта. Постоянство технологического процесса обеспечивает лучшие характеристики продукта, что делает его конкурентоспособным на мировом рынке. Поддержка качества продукции актуально в настоящее время, так как с каждым днем конкуренция на рынке возрастает, из-за чего необходимо

искать наиболее актуальные способы усовершенствования технологического процесса для улучшения качества продукции.

Рассматривая производство капролактама, можно сказать, что это сложный многостадийный процесс, протекание которого зависит от большого количества разных факторов. В данном технологическом процессе стадия дистилляции является необходимой для получения качественного готового капролактама с наименьшим количеством вредных примесей.

Предметом выпускной квалификационной работы является модернизация технологического процесса, а именно стадии дистилляции для получения продукта с конкурентоспособными характеристиками.

Целью выпускной квалификационной работы является увеличение производительности процесса дистилляции капролактама.

Работа является актуальной, так как капролактама с характеристиками высшего сорта очень востребован на мировом рынке.

В ходе написания квалификационной работы решались следующие задачи:

1. Рассмотреть физико-химических основ синтеза капролактама
2. Провести анализ характеристик сырья, побочных продуктов и целевого продукта, технологическую схему, спецификацию оборудования, научную литературу стадии дистилляции производства капролактама
3. Предложить и обосновать техническое решение по модернизации стадии дистилляции производства капролактама
4. Выполнить технологические расчеты (материальный и тепловой балансы), конструктивный расчет теплообменного аппарата.

1 Литературный обзор

1.1 Физико-химические основы получения капролактама

Процесс получения капролактама на предприятии ПАО «КуйбышевАзот» начинается с оксимирования циклогексанона гидроксиламинсульфатом.

Циклогексаноноксим - сокращенно оксим, был обнаружен ученым Майером в 1882 г. Оксим синтезируется благодаря взаимодействию гидроксиламинсульфата (ГАС) и циклогексана.

Реакция между циклогексаноном и гидраксиламином протекает по двум стадиям при нормальных условиях ($t_1 = 50\text{ }^\circ\text{C}$, $t_2 = 80\text{ }^\circ\text{C}$).

Механизм взаимодействия между аноном и гидраксиламином представлен на рисунке 1.

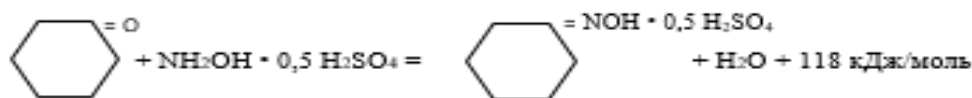


Рисунок 1 – Реакция взаимодействия между аноном и гидраксиламином

Продуктом реакции между аноном и гидраксиламином является комплексное соединение оксима, в состав которого входит серная кислота.

Для получения большего выхода продуктов реакции в систему вводят аммиак в виде газа. Реакция между оксимом и аммиаком ведут за собой разрушение комплекса и образования чистого оксима, показано на рисунке 2.

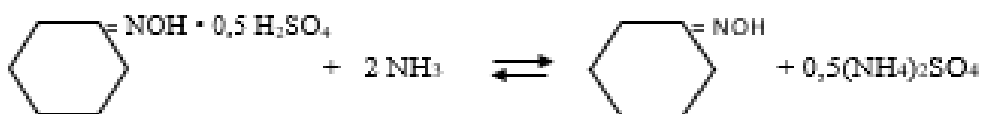


Рисунок 2 – Реакция получения оксима

Газообразный аммиак вводится в систему для поддержания необходимой рН – среды.

Общая схема процесса образования катиона представлена на рисунке 3.

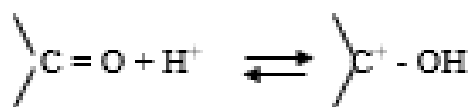


Рисунок 3 – Процесс образования катиона

Реакция относится к типу E1 и протекает по электрофильному механизму. Углерод карбонильной группы в ходе реакции присоединяет к себе протон, что увеличивает электрофильный характер реакции. Углерод приобретает протон [16].

Механизм взаимодействия атома азота с заряженным атомом углерода за счет неподеленной электронной пары представлен на рисунке 4.

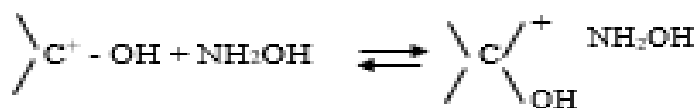


Рисунок 4 – Связь углерода и атома азота

В карбонильной группе происходит перемещение иона водорода по схеме, показанной на рисунке 5.

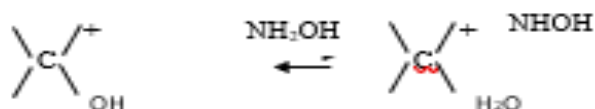


Рисунок 5 – Перемещение иона водорода

Механизм дегидратации показан на рисунке 6.

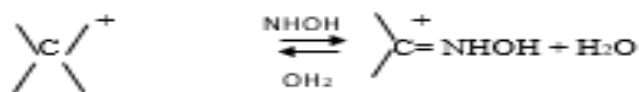


Рисунок 6 – Механизм дегидратации

Механизм получения чистого оксима с помощью введения аммиака в виде газа, рисунок 7.

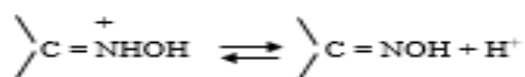
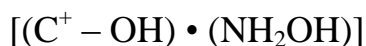


Рисунок 7 – Разрушение комплекса и получения чистого оксима.

Стадия, отвечающая за скорость реакции взаимодействия анона и гидроксилamina – вторая стадия. Она подразумевает в себе присоединение ионов азота к положительно заряженному атому углерода. Присоединение происходит за счет наличия неподеленной пары электронов. Максимальная скорость процесса достигается за счет концентрации следующих ионов:



Графическое изображение зависимости концентрации ионов от значения рН представлена на рисунке 8.

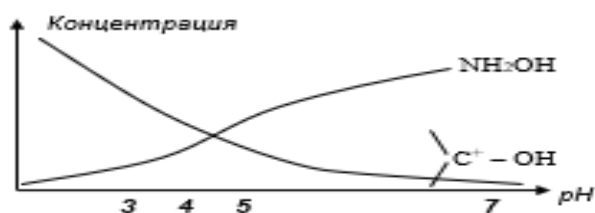


Рисунок 8 – Кинетический график реакций

Аммиак в виде газа поступает через смесители в реактор на стадии оксимирования и поддерживает необходимый уровень pH [4,8].

Аммиак окисляется кислородом в присутствии пара с образованием оксида азота, который поглощается раствором. Этот оксид азота гидрируется на палладиевом катализаторе в присутствии разбавленной серной кислоты с получением раствора сульфата гидроксиламмония. Он последовательно реагирует с циклогексаноном в реакторах с мешалкой с образованием оксима. Полученную реакцию смесь называют оксидатом. Его нейтрализуют аммиаком. Наконец, оксим циклогексанона (рисунок 2) благодаря Бекмановской перегруппировке способен стать капролактамом в присутствии олеума (концентрированной серной кислоты). Продукт перегруппировки капролактама очищают нейтрализацией, экстракцией в присутствии толуола и перегонкой. Расплав капролактама затвердевает и превращается в хлопья [17].

Циклогексан может быть окислен с помощью воздуха. Данный процесс происходит в производстве двух смесей, циклогексанола и циклогексанона.

Сульфат гидроксилamina является одним из основных компонентов в создании из циклогексанона циклогексаноноксима. В процессе получения сульфата аммония, как побочного продукта, необходимо отделить от оксима с помощью аммиака серную кислоту. Перегруппировкой Бекмана называется процесс, в котором оксим находится под воздействием олеума. В ходе данной перегруппировки получается капролактамы-сырец. Пройдя дополнительную нейтрализацию аммиаком, капролактамы поступают на стадию экстракции.

Процесс оксимирования необходимо производить при определенных температурах. Необходимо иметь в виду, что кислая среда при повышенных температурах частично димеризует циклогексанон. Однако в реакторе, где температура в пределах 45-55°C и есть запас анона, возможно образование кристаллов из полученного в аппарате циклогексаноноксима. В аппарате, работающем с избытком гидроксиламинсульфата, поддерживается

температура 72-85°C. При температуре более 85°C усиливаются процессы термического разложения и осмоления циклогексанооксида [16].

Для получения лактама необходимо, чтобы оксим был перегруппирован в среде, где содержание олеума составляет 19-24% и температура была в пределах 85-125 °C. Процесс протекает под атмосферным давлением. Перегруппировка протекает в две ступени и называется двухступенчатой. Первая ступень характеризуется температурой в 90-105 °C. Вторая 93-112 °C. На рисунке 9 изображена вторая стадия.

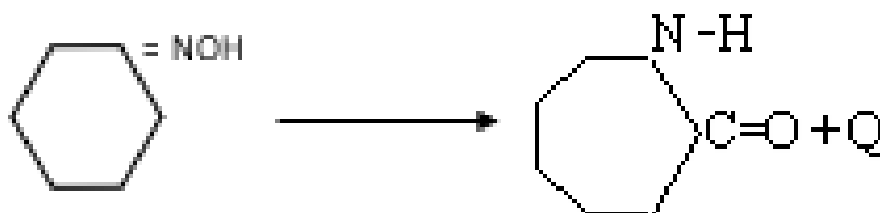


Рисунок 9 – Вторая ступень образования оксида

В ходе протекания реакции происходит образование теплоты. В одной моли оксида его количество составляет 235 кДж [7].

Олеум является катализатором всей реакции Бекмановской перегруппировки. Данный тип механизма называется ионным и он включает в себя полученный катион с протоном на атоме азота, а так же перемещение к нему алкильной группы. Завершающая ступень перехода лактама из лактимной формы в готовый продукт называется лактамной.

Процесс перегруппировки Бекмана и получение лактама можно представить в следующем виде:

На первой стадии происходит модификация оксида в комплексное соединение с помощью серной кислоты, показано на рисунке 10.

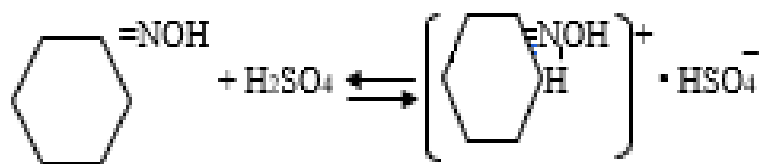


Рисунок 10 – Модификация оксима в комплексное соединение с помощью серной кислоты

На второй стадии происходит отщепление воды от комплекса оксима, рисунок 11.

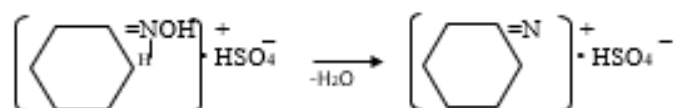


Рисунок 11 – Дегидратация оксима

Реакция влечет за собой образование положительно заряженного комплекса.

Третьей стадией является увеличение цикла путем перемещения атома углерода к азоту, рисунок 12.

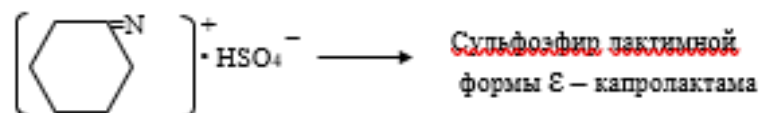


Рисунок 12 – Получение сульфозфира с помощью увеличения цикла

Четвертая стадия является стадией связи сульфозфира с водой. Благодаря ей происходит образования лактама в лактимной форме, рисунок 13.

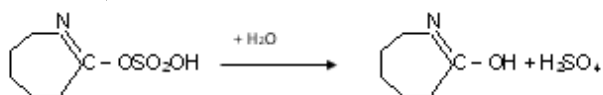


Рисунок 13 – Гидролиз сульфозэфира в лактимной форме

Основной задачей стадии нейтрализации является гидролиз сульфозэфира. Объясняется это тем, что процесс гидролиза происходит крайне слабо в крепком олеуме.

Пятая стадия является переходной между лактимной и лактамной формой, рисунок 14.



Рисунок 14 – Образование лактамной формы

Образованию взаимодействия C-N способствует перегруппировка Бекмана. Она позволяет определить скорость, при которой происходит реакция. Сульфозэфир проходит стадию слабого гидролиза в олеуме, концентрация которого составляет 19-24%. Полученный продукт перегруппировки состоит из продуктов, изображенных на рисунке 15.

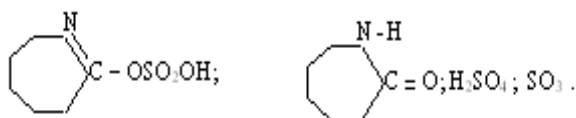


Рисунок 15 – Образованные продукты после реакции взаимодействия с водой

Аммиачная вода позволяет получить лактамное «масло» благодаря обработке продукта, полученного в процессе перегруппировки на стадии

нейтрализации при температуре 40-55°C и атмосферном давлении по следующим реакциям, рисунок 16.

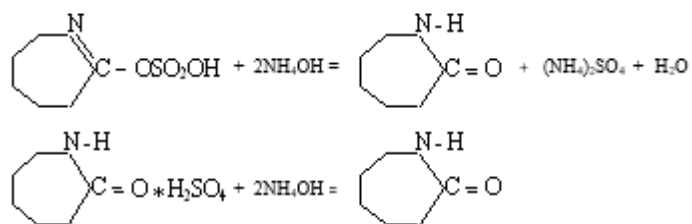


Рисунок 16 – Нейтрализация продукта гидролиза

На стадии нейтрализации присутствует отстойник. В нем происходит разделение сульфата аммония, концентрация которого составляет 38-42% и лактамного «масла» с содержанием лактама, содержание которого 65-75%.

Ключевыми параметрами изомеризации циклогексаноноксима можно считать его соотношение, соотношение олеума, температуру, при которой происходит реакция, эффективность перемешивания, соотношение выхода и качества продуктов. Эти параметры влияют на скорость реакции [16].

Количество влаги в циклогексаноноксиме и концентрация серного ангидрида регулируется подачей олеума.

Для контроля серной кислоты используются показания «рН» в продукте перегруппировки. Циклогексаноноксим содержит влаги в количестве 4-5%, кислотность в пределах 58-62%, а содержание оксида серы SO₃ 19-24% [8].

Циклогексаноноксим может быть окислен с помощью олеума, который так же может вызвать изомеризующий эффект при его большом количестве. Это может привести к тому, что кислотность будет ниже нормы.

Ключевым элементом является система отвода теплоты. Она позволяет соблюдать нормальный ход работы смешения циклогексаноноксима и олеума. Если процесс перемешивания нарушен, в реакторе появляются места, где происходит перегрев, который приводит к образованию смолы. Это

приводит к стремительному нагреву реактора, что приведет к выбросу смеси реакции.

В реакторе возможно падение температуры ниже 80 °С. В этом случае реакция практически не протекает, что может так же привести к выбросам из-за плохого смешения продуктов. В будущем, когда температура поднимется выше 80 °С скорость реакции резко увеличится. Такого эффекта так же можно добиться, если временно прекратить подавать в реактор олеум.

Материал, из которого изготавливаются все оборудование необходимо выполнять только из стали, стойкой к кислоте. Это необходимо для предотвращения попадания любых металлов в лактам [15].

1.2 Характеристика сырья и готового продукта

В таблице 1 будет представлена характеристика сырья, материалов, полупродуктов, которые требуются для получения товарного капролактама.

Таблица 1 – Характеристика сырья, материалов, полупродуктов [1]

Наименование сырья, материалов, полупродуктов	Национальный стандарт, технические условия, регламент или методика на подготовку сырья, стандарт организации	Показатели, обязательные для проверки	Регламентируемые показатели
Циклогексанон технический	Постоянный технологический регламент получения циклогексанона цеха № 22 производства капролактама ТР-22 Б Постоянный технологический регламент получения циклогексанона цеха № 35 производства капролактама ТР 35-	расход, м ³ /ч, не более	16
		оптическая плотность, не более	0,1
		перманганатный индекс, ед., не более	20
		массовая доля циклогексанона, 5, не менее	99,9
		массовая доля циклогексанола, 5, не более	0,05
		массовая доля гептанона-2, %, не	

Продолжение таблицы 1

	1	более массовая доля легколетучих компонентов, %, не более массовая доля тяжелокипящих, %, не более массовая доля воды, %, не более	0,01 0,01 0,01 0,1
Раствор гидроксиламинсульфата	ТУ 2133-020-00205311-2015 Постоянный технологический регламент цеха получения гидроксиламинсульфата производства капролактама ТР 38	массовая доля общего гидроксиламинсульфата, не менее, г/дм ³ массовая доля сульфата аммония, не более, г/дм ³ массовая доля свободной серной кислоты, не более, г/дм ³	275 20 35
Олеум	ГОСТ 2184-77 Постоянный технологический регламент отделения подготовки и отпуска олеума и кислоты серной цеха гидроксиламинсульфата и получения кальцинированной соды №23 производства капролактама ТР 23-3	массовая доля свободного серного ангидрида, % расход, м ³ /ч, не более давление, МПа (кгс/см ²), температура, °С, не менее	19-24 0 – 16,0 0,8 - 1,0 (8,0-10,0) 15 - 40
Аммиак газообразный из сети предприятия	Постоянный технологический регламент отделения испарения и абсорбции аммиака цеха №13 ТР 13-1	давление, МПа (кгс/см ²), не более температура, °С	0,35 (3,5) 3 - 80
Аммиак газообразный из цеха №35	Постоянный технологический регламент отделения компрессии цеха №35 получения	давление, МПа (кгс/см ²) температура, не более, °С	0,125-0,2 (1,25-2,0) 40

Продолжение таблицы 1

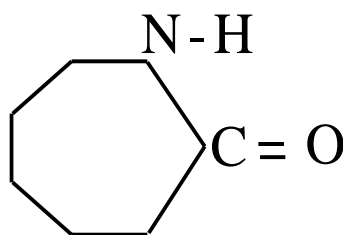
	циклогесанона производства капролактама ТР 35-2 испарения и абсорбции аммиака цеха №13, ТР 13-1		
Аммиак безводный сжиженный из сети предприятия	ГОСТ 6221-90 Постоянный технологический регламент отделения испарения и абсорбции аммиака цеха №13, ТР 13-1	массовая доля аммиака, %, не менее	99,6

Капролактама выпускается в жидком виде согласно ГОСТ 7850-2013 (с изменением №1), высший сорт [2].

Капролактама или лактама ϵ -аминокапроновой кислоты имеет следующие формулы:

Эмпирическая - $C_6H_{11}ON$

Структурная



Жидкий лактама по физико-химическим показателям должен соответствовать нормам, указанным в таблице 2.

Таблица 2 – Физико-химические показатели капролактама

Наименование показателя	Норма высшего для сорта
Пермангантный индекс, ед. ПИ не более	4
Цвет водного раствора капролактама с массовой долей 50%,	3,0

Продолжение таблицы 2

ед. Хазена, не более	
Содержание летучих оснований, ммоль/кг, не более	0,4
Температура кристаллизации, 0С, не ниже	68,8
Массовая доля железа, %, не более	0,00002
Массовая доля циклогексаноноксима, %, не более	0,002
Оптическая плотность раствора капролактама с массовой долей 50%, не более	0,04
Кислотность, ммоль/кг, не более	0,05
Щелочность, ммоль/кг, не более	0,1
pH 20%-ного водного раствора	6,7-8,5
Массовая доля воды, %, не более	0,07

Лактам имеет хорошие впитывающие свойства. Он хорошо растворяется в органических растворителях. К ним можно отнести воду, спирт, эфир, бензол.

Капролактама в своем составе может содержать до 30 разных примесей, которые имеют накопительный эффект, что сказывается на качестве продуктов.

В состав примесей капролактама входят амины, спирты, сульфаты, ионы металлов. Попадая в готовый капролактама, примеси ухудшают его характеристики и товарные качества, плохо влияют на процесс полимеризации, ухудшают качество полиамидных продуктов [22].

1.3 Механизм реакций образования примесей в составе капролактама

Помимо основных реакций и целевых продуктов химический синтез предусматривает образование побочных продуктов. В данном разделе рассматриваются реакции, которые протекают с образованием примесей в целевом продукте – капролактаме [6].

На первой стадии процесса происходит присоединение водорода к бензолу, рисунок 17.

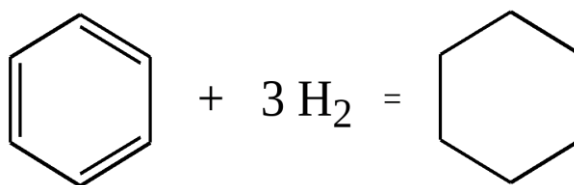
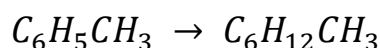


Рисунок 17 – Реакция присоединения водорода

Качество бензола регламентируется ГОСТом 9572-93.

Ужесточенный контроль осуществляется на такие соединения как сера, гептан, метилциклогексан, толуол. На первой стадии присоединения водорода к бензолу примеси остаются прежними, а в процессе реакции с толуолом происходит образования метилациклогексана:



Вторая стадия характеризуется тем, что циклогексан под воздействием кислорода окисляется, это показано на рисунке 18.

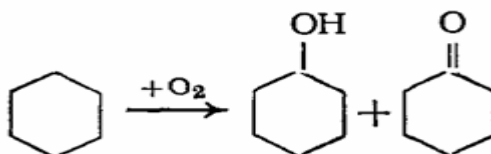
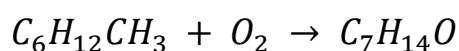
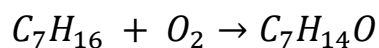


Рисунок 18 – Окисление циклогексана кислородом

Окисление кислородом позволяет получить анон и анол. Необходимо на выходе разделить продукты от водорода. Это происходит с помощью реакции отщепления.

Во время процесса окисления циклогексана могут возникнуть несколько побочных соединений:

а) Реакция, в которой происходит окисление гексана и метилгексана



б) Первичные спирты, образованные в процессе реакции, рисунок 19.

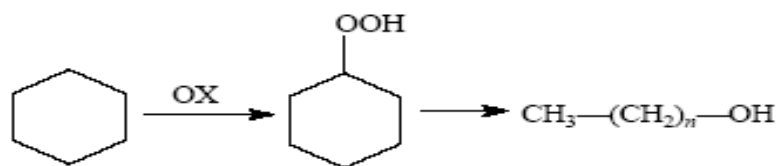


Рисунок 19 – Образование первичных спиртов

в) Образование полуамидов адипиновой кислоты, рисунок 20.

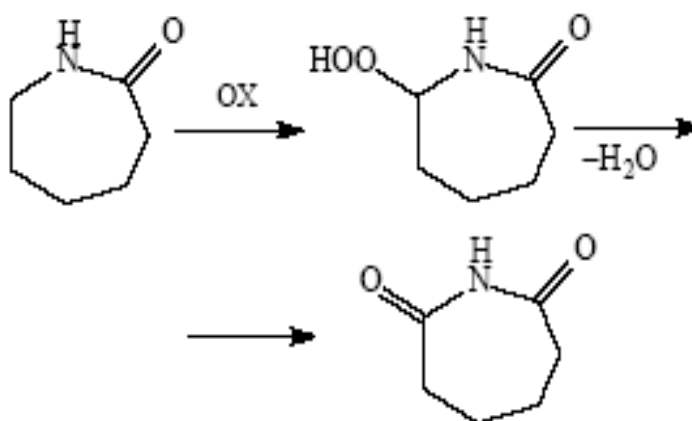


Рисунок 20 – Образование полуамидов

На третьей стадии происходит отщепление водорода, рисунок 21 [14].

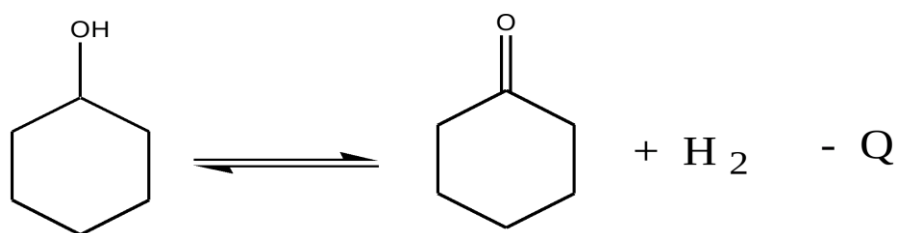


Рисунок 21 – Отщепление водорода

Параллельно основной реакции происходит образование циклогексенона и ароматического спирта (фенола), рисунок 22.

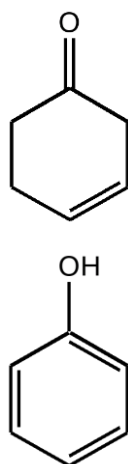


Рисунок 22 – Структурная формула циклогексенона и фенола

Ко всему этому происходит образование высококипящих компонентов, образующие при реакции конденсации ароматических соединений [11].

К четвертой стадии относят реакцию оксимирования циклогексанона, рисунок 23.

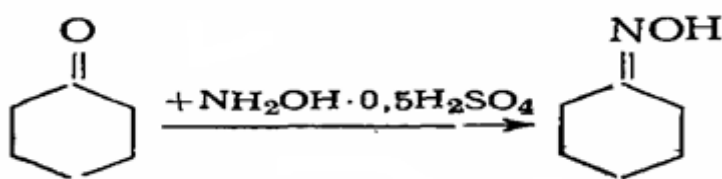


Рисунок 23 – Реакция оксимирования циклогексанона

Результатом реакции является циклогексаноноксим. Его формула $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{N}^+\text{NOH}$. Данный тип соединения совмещен с серной кислотой, либо же в протонированной форме. Комплексная форма является лимитирующей стадией и отвечает за скорость протекания обратной реакции [6]. Для

достижения увеличение продукта на выходе в систему добавляют жидкий аммиак, который сдвигает равновесие в правую сторону [8].

Процесс взаимодействия гидросиламина и анона необходимо контролировать и выдерживать до полного получения оксима. Оставшийся в системе процесса анон доставляет трудности на стадии очистки и передает иные свойства и характеристики продукта.

На стадии оксимирования возможно образования побочных продуктов с общей формулой R-(O)-NH₂, рисунок 24.

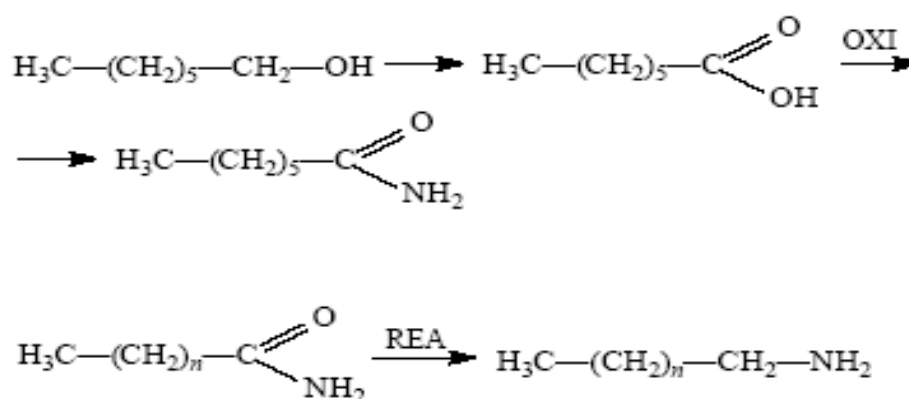


Рисунок 24 – Образование побочных продуктов

где n – 4,5,6, OXI – оксимирование, REA – восстановление.

Амин так же может быть образован по следующей реакции, рисунок 25.

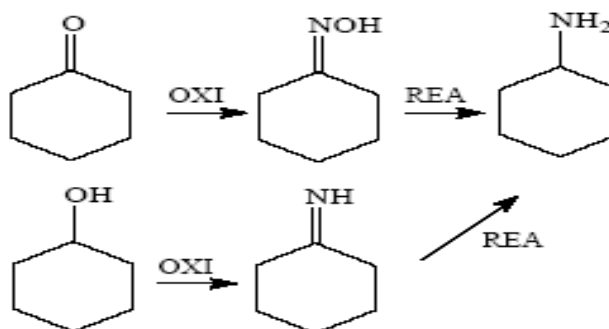


Рисунок 25 – Образование аминов

Образование других побочных продуктов протекают по следующей реакции, рисунок 26.

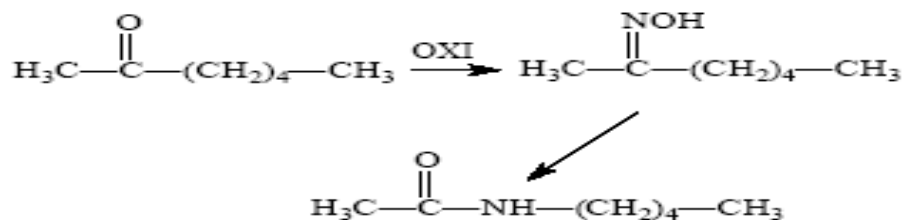


Рисунок 26 – Образование иных побочных продуктов

На пятой стадии – перегруппировки циклогексанооксима образуется побочный продукт – анилин [12], рисунок 27.

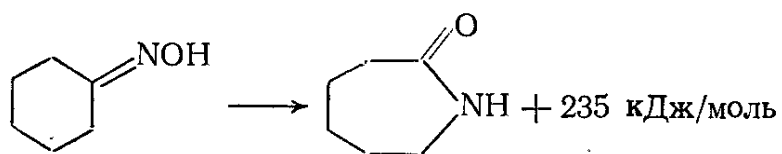


Рисунок 27 – Перегруппировка циклогексанооксима

Образование анилина в составе капролактама объясняется тем, что может возникнуть реакция дегидрирования циклогексиламина. Образованный анилин вызывает следующие побочные реакции, рисунок 28 [24].

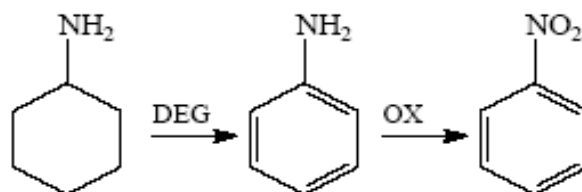


Рисунок 28 – Реакция дегидрирования циклогексиламина

Где DEG – дегидрирование, ОХ – окисление.

Циклогексанол способствует процессу синтеза карбоновой кислоты. Благодаря этому в ходе реакции перегруппировка дает ϵ – капролактон, рисунок 29 [25].

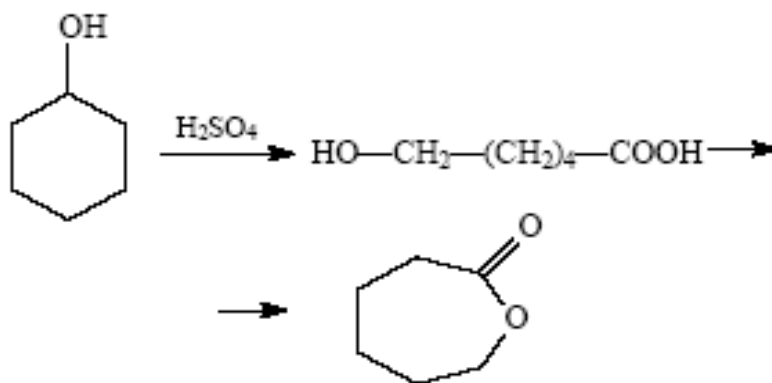


Рисунок 29 – Получение ϵ – капролактона

На стадии оксимирования так же возможно образование метилавалеролактама, который входит в состав первоначального циклогексана, рисунок 30.

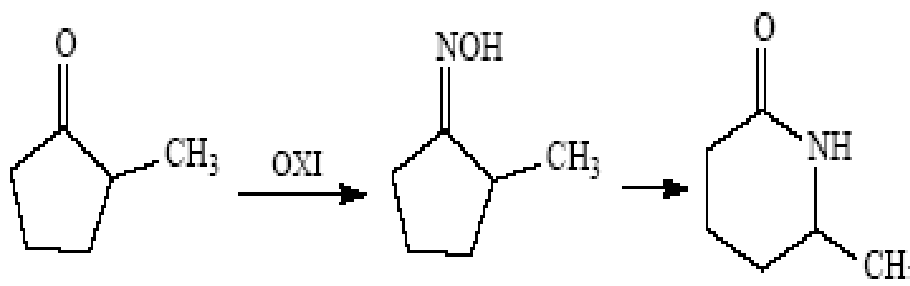


Рисунок 30 – Образование метилавалеролактама

Из метилцикогексанона образуются толуидины по следующей схеме [13], рисунок 31.

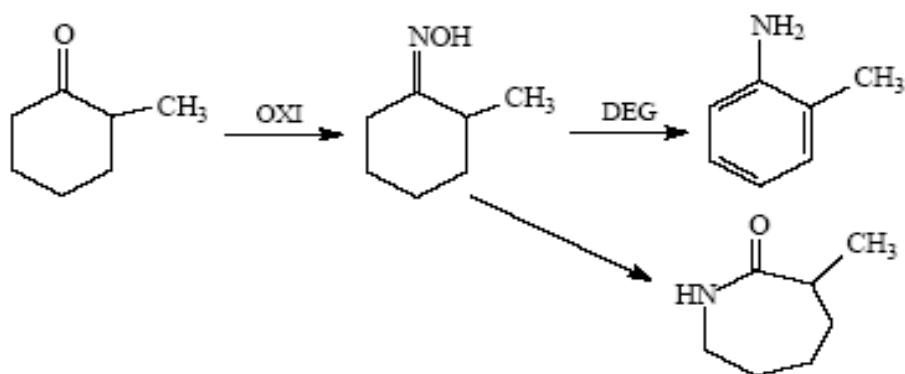


Рисунок 31 – Образование толуидинов

В капролактаме так же при анализе может быть обнаружен октагидрофеназин, его образование проходит на стадии перегруппировки циклогексаноксима, рисунок 32 [26].

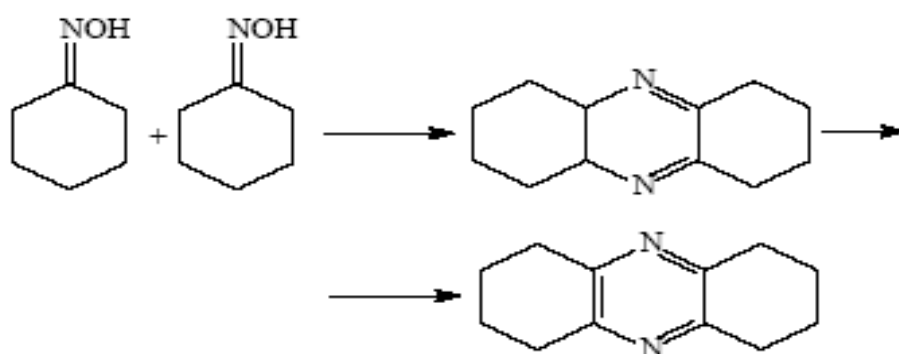


Рисунок 32 – Образование октагидрофеназина

В таблице 3 представлен список компонентов-примесей, которые входят в состав целевого продукта – капролактама. Данные компоненты имеют несколько групп. Первая группа характерна тем, что в ней отображены те соединения, которые отличаются от капролактама происхождением. Во второй группе отображены изомеры, а так же гомологи капролактама. В третьей группе собраны продукты, при взаимодействии с которыми капролактама может окислиться и вступить в реакцию гидролиза.

Таблица 3 – Примеси, входящие в состав капролактама [17]

Название соединения	Эмпирическая формула	Влияние на показатель качества примесью
Первая группа		
Анилин	$C_6H_5NH_2$	ПИ
Гексеннитрилы	$C_6H_{11}N$	ПИ
Циклогексанон	$C_6H_{10}O$	ПИ
Толуидин	$C_7H_7NO_2$	ПИ
Циклогексаноноксим	$C_6H_{10}NOH$	ПИ
γ - капролактон	$C_5H_{10}COO$	ПИ
Циклогександиол – 1, 2	$C_6H_{10}(OH)_2$	ПИ
Нитробензол	$C_6H_5NO_2$	ПИ,ЛО
N - метилкапроамид	$C_6H_{14}CONH$	ЛО
N - амилацетамид	$C_6H_{14}CONH$	ЛО
Октагидрофеназин	$C_{12}H_{16}N_2$	ПИ,ЛО
Вторая группа		
δ - Валеролактамы	C_4H_8CONH	-
δ – метил – δ - валеролактамы	$C_5H_{10}CONH$	-
δ – Метил – ϵ - капролактамы	$C_6H_{12}CONH$	-
Метил - ϵ - капролактамы	$C_6H_{12}CONH$	-
Третья группа		
Адипоимид	$C_4H_8(CO)_2NH$	ЛО
Полуамид адипиновой кислоты	$NH_2COC_4H_8COOH$	ЛО

Каждая группа примесей влияют на такие показатели качества капролактама как: ПИ – перманганатный индекс, ЛО – летучие основания, УФ – ультрафиолетовое светопоглощение.

Для отгонки вышеуказанных примесей используется паровой метод дистилляции. В этом методе перегонки задействован водяной пар. За счет пара может быть произведена отгонка некоторых жидкостей и азеотропных смесей, которые вовсе не растворимы, или же имеют крайне слабую растворимость в воде.

Когда компоненты смеси начнут нагреваться, произойдет увеличение упругости паров, независимых друг от друга. При достижении или незначительном превышении давления выше атмосферного происходит закипание смеси и начинается процесс перегонки. Однако стоит заметить, что температура кипения смеси и каждого из её компонентов разнятся. У

смеси она ниже, чем у каждого компонента по отдельности. Происходит это за счет сложения их парциальных давлений.

Стоит заметить, что одним из компонентов является вода. Благодаря ей, вещества перегоняются с температурой ниже 1000°C. В данном случае метод отгонки водяным паром очень удобен, так как вещество, которое было изолировано имеет очень высокую температуру кипения, либо же при достижении её происходит разложение этого вещества.

Если температура будет превышать допустимые значения, то может произойти подгорание нашего вещества, что приведет к образованию следов синильной кислоты. В этом случае результаты анализов будут ложными.

Исходя из вышесказанного, можно сделать вывод, что при дистилляции водяным паром происходит снижение температуры кипения вредных примесей, а так же устраняется возможность их подгорание и разложения.

Вывод: метод очень прост в использовании, скоротечный, выгодный. Вредные примеси при данном методе изолируются в чистом виде, однако они становятся сильно разбавленными в воде. Отсюда можно сделать заключение, что процесс перегонки с задействованием водяного пара можно рассматривать не только как метод изолирования вредных примесей, но еще и как метод очистки капролактама.

1.4 Патентная часть

Для улучшения процесса получения капролактама на стадии дистилляции был произведен анализ патентного ведомства и научных журналов РФ. Вся представленная информация содержится в таблице 4.

Таблица 4 – Утвержденные патенты синтеза капролактама

№ Патента	Наименование	Обладатель патента	Изобретатель	Описание патента
№ 2114826 РФ	Способы очистки	ДСМ	Ван Дер Кнап	Очистка е-капролактама

Продолжение таблицы 4

№ 2114826 РФ	капролактама	ДСМ	Ван Дер Кнап	включающая гидрогенизацию смеси воды в присутствии катализатора
№ 2125556 РФ	Способ синтеза капролактама	ИКК	П. Делога И. Донат	Изобретения включает в себя применение органических кислот в перегруппировке Бекмана с кетоксимами.
№ 2201920 РФ	Способы очистки капролактама	БАГТ	Ф. Эбьерхард	Очистка е – капролактама с помощью реакции Бекмана в присутствии аминокaproновой кислоты.
№ 2317977 РФ	Установки производства капролактама	«КуйбышевАзот»	А.П Болдырев А.А Огарков С.В Ардамаков	Модернизация технологии на стадии оксимирования, что приводит к повышению качества оксима.
№ 2366651 РФ	Управление производством капролактама	«КуйбышевАзот»	А.П Болдырев А.А Огарков С.В Ардамаков	Изобретение включает в себя повышение производительности и улучшение качества товарного капролактама.
№ 2476425 РФ	Выпарка примесей из капролактама	«КуйбышевАзот»	А.П Болдырев А.А Огарков С.В Ардамаков	Изобретение относится к улучшению качества и производительности и целевого продукта путем внедрения теплообменника, насоса.
Научно-технической форум по химическим технологиям и нефтегазопереработке	Реконструкция установки дистилляции капролактама для роторных испарителей		А.С Воронцов О.А Липницкий А.С Антонов	Изобретение относится к обеспечению полного удаления влаги и примесей из готового продукта,

Продолжение таблицы 4

				улучшение характеристик готового продукта.
Научно-технический форум по химическим технологиям и нефтегазопереработке	Реконструкция установки дистилляции капролактама для роторных испарителей		А.С Воронцов О.А Липницкий А.С Антонов	Изобретение относится к обеспечению полного удаления влаги и примесей из готового продукта, улучшение характеристик готового продукта.

Исследуемая тема индексируется международной патентной классификацией по следующим классам: C07D201/16, C07D201/04, C07D201/10, C07D201/16, C07D201/08, C07C249/04, C07C251/44, C07D201/04, G05D27/00.

Изобретение [25] позволяет провести очистку капролактама с помощью гидрогенизации смеси вода - ε –капролактама. Происходит это за счет гетерогенной гидрогенизации с помощью катализатора.

Главным достоинством этого изобретения считается возможность эффективно, а главное безопасно очистить ε – капролактама за счет снижения времени пребывания продукта в реакторе [23].

Недостатками же являются то, что требуется очень большое количество водорода, что, в свою очередь требует быть более осторожным при его приеме. Вторым недостатком является необходимость использовать компрессор больших размеров, так как объемы циркулирующего водорода увеличатся.

Изобретение [27] относится к Бекмановской перегруппировке и способу применения в ней карбоновой кислоты. В нем так же задействована циклогексанкарбоновая кислота, циклогексаноноксим, олеум. Оно позволяет получить капролактама из циклогексаноноксима.

Главным достоинством является высокое количество готового продукта.

Недостатком можно назвать повышенный выход продукта в виде сульфата аммония. Появляется из-за применения олеума или серной кислоты в ходе очистки капролактама. В зависимости от того, чем будет очищаться капролактама, на тонну готового продукта образуется 1,7-5 тонн сульфата.

Изобретение [28] относится к Бекмановской перегруппировке и циклизации нитрила аминокaproновой кислоты. С помощью этого способа возможно очистить ϵ – капролактама.

Основным достоинством данного способа является возможность очистки капролактама на всех ступенях производства, а именно на стадии экстракции, дистилляции и кристаллизации.

Исходя из того, что данный способ подразумевает большое количество образованных вредных примесей в продукте, могут возникнуть трудности с его очисткой. Это является главным недостатком.

Изобретение [29] представляет собой способ получения капролактама путем оксимирования циклогексанона.

Преимуществом способа следует считать возможность достичь лучшего качества оксимирования циклогексаноноксима и увеличение экономического эффекта.

Недостатком является плохое перемешивание эжекторами компонентов смеси. Из-за этого возникает увеличенное количество влаги. Результатом является увеличенная концентрация примесей, хорошо растворимым в растворителях.

Из-за попадания влаги в капролактама происходит ухудшение качества продукта, а так же срок хранения товарного капролактама уменьшается. Помимо вышесказанного происходит ухудшение pH-среды в реакторах как на первой, так и на второй ступенях.

Изобретение [30] относится к способам получения капролактама. Применяется в тех случаях, когда необходимо провести процесс переработки

веществ, а именно бензола, циклогексана, фенола, анола и анона. Далее необходимо провести с помощью реакции изомеризации циклогексаноноксима реакцию оксимирования. После чего произвести отгрузку к потребителю готового капролактама.

Достоинством изобретения является повышения качества готового капролактама и увеличение его производства, а так же расширение области применения.

Недостатком считается ограниченная возможность увеличения производительности по капролактаму.

Преимуществом [31] можно считать улучшение качества и производительности торгового капролактама путем внедрения нового теплообменника или насоса, а так же экономическую выгоду за год.

К недостаткам можно отнести низкую производительность, увеличенный расход пара при определении разности давлений, а так же крупные потери готового продукта вместе с водой.

Научно-технический журнал по химическим технологиям и нефтегазопереработке:

Преимуществом [32] данного изобретения является полное удаление влаги и вредных примесей из товарного капролактама, а так же улучшение физико-химических показателей готового продукта.

Недостатком является сложность установки аппарата и его настройка.

В дальнейшем при написании работы основное внимание будет направлено на научно-технический журнал по разработкам химическим и нефтегазоперерабатывающим технологиям, где рассматривается реконструкция агрегата на стадии дистилляции капролактама.

1.5 Решение модернизации стадии дистилляции капролактама

В качестве модернизации предлагается произвести установку аппарата с новой конструкцией, в которую встроен центробежный сепаратор. Замене подвергнется роторно-тонкопленочный испаритель. Данная модернизация

позволит увеличить эффективность работы установки дистилляции капролактама, рисунок 33.

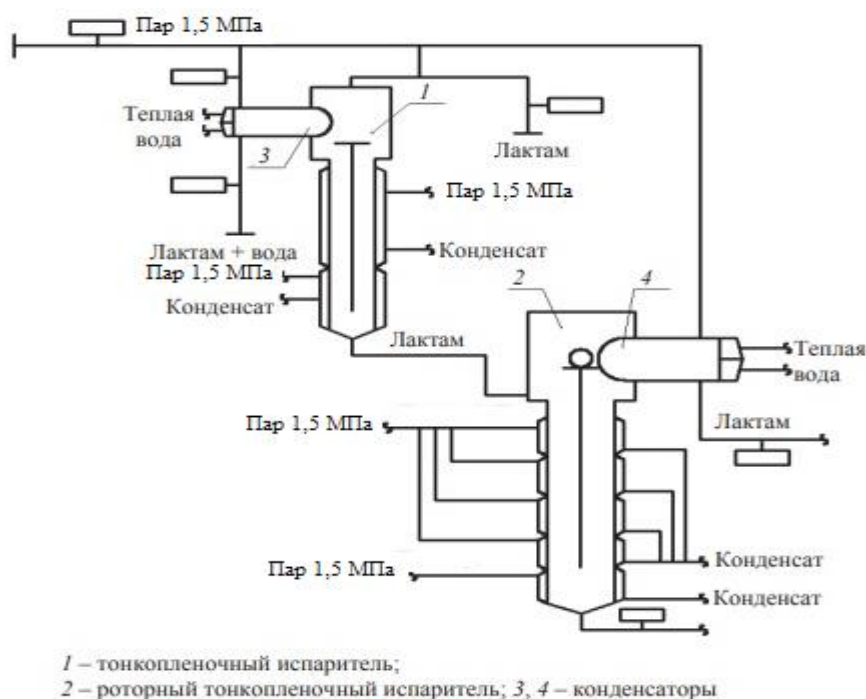


Рисунок 33 – Технологическая схема установки тонкопленочного испарителя

Исходя из классификации процессов дистилляции, следует заметить, что капролактама относится к тяжелокипящим продуктам. Процесс дистилляции необходимо проводить при остаточном давлении в диапазоне от 250 до 600 Па. Лактам не выдерживает высоких температур. Для этого нужно минимизировать воздействие высоких температур. В связи с этим дистилляцию следует производить под воздействием глубокого вакуума. С этими требованиями хорошо справляются тепло-массообменные аппараты и роторно-тонкопленочные испарители.

Для уменьшения каплеуноса предлагается разработать и установить в верхней части роторно-пленочного испарителя сепаратор, рисунок 34.

Решение проблемы капельного уноса позволит улучшить физико-химические показатели готового продукта, достигнуть увеличения качества,

минимизировать количество влаги в готовом продукте. Так же будет снижена себестоимость обработки единицы продукции за счет увеличения часовой производительности установки. На рисунке 34 изображен предложенный центробежный сепаратор.

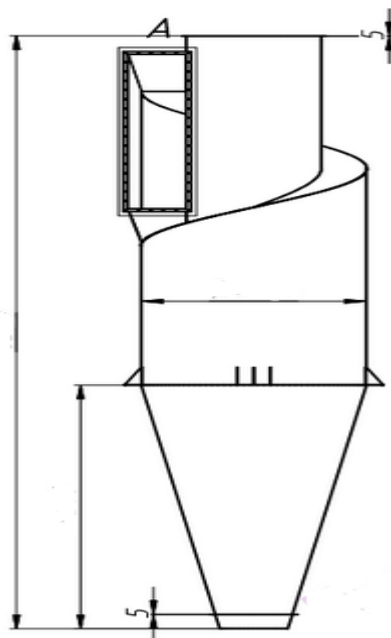


Рисунок 34 - Центробежный сепаратор

В качестве сепаратора предлагается использовать центробежный сепаратор, при установке которого указанные выше недостатки в испарителе будут отсутствовать.

Внедрение центробежного сепаратора уменьшит капельный унос, обеспечит удаление влаги из готового продукта, увеличит производительность установки.

2 Технологический раздел

2.1 Технологическая схема

Стадия дистилляции на предприятии ПАО «КуйбышевАзот» состоит из трёх полноценных технологических нитей. Получаемый объем продукции достигает 125 тыс. тонн в год. [15].

Помимо этих трех технологических линий на предприятии есть отдельная установка. Состоит она из трех корпусов. В каждом из этих трех корпусов происходит процесс выпарки. Процесс дистилляции протекает путем выпаривания воды. Выпариванию подлежит водный раствор капролактама.

На первой ступени в качестве греющего агента используется водяной пар. Водяной пар является основным продуктом вскипания. Вторичный пар расположен в сборнике. В этом сборнике должно поддерживаться постоянное давление, которое должно находиться в пределах 0,5 МПа. Полученный соковый пар направляется на 2 и 3 ступень.

Первая стадия называется стадией выпарки. На данной стадии при определенном давлении в 600 мм рт. ст. происходит упарка раствора лактама до определенной концентрации в 35%. Температура верха колонны 0/16.1 должна находиться в пределах 80-95 °С, поддержание происходит за счет непрерывной подачи пара в верх колонны.

Пройдя теплообменник, продукт поступает в сепаратор поз. 0/171.1. Полученная смесь состоит как из пара, так и из жидкости. Образованная смесь поступает к насосу поз. 0/82.1, после которого направляется в следующий испаритель поз. 0/12.2. Паровая смесь, которая была получена в сепараторе, после этого поступает в следующий аппарат. Следующий аппарат является колонной ректификации 0/16.1. Помимо паровой фазы в данную колонну поступает еще и конденсат сокового пара. Конденсат сокового пара представляет собой флегму. Флегма подается непосредственно

в эту колонну с помощью насоса 0/92. Насос 0/92 откачивает указанный ранее конденсат сокового пара из сборника поз. 0/70. Процесс регулирования подачи данного конденсата проводится в автоматическом режиме. В автоматическом режиме контроль процесса осуществляется с помощью специальных электронных приборов. Следующим участком является транспортировка сокового пара из колонны 0/16.1. Из колонны он направляется в аппарат теплообменного типа 0/12.2. Используется же данный соковый пар исключительно для того, чтобы обогреть аппарат теплообменного типа 0/12.2.

В аппарат теплообменного типа поз. 0/12.2 поступает жидкость. Полученная жидкость должна протечь через данный аппарат дважды. Оба раза должны пройти последовательно. Поток, который должен был пройти дважды последовательно, через теплообменный аппарат 0/12.2 называется первостепенным. Помимо первостепенного потока жидкости есть и второстепенный поток жидкости. Для второстепенного потока есть специальный насос 0/82.2. Насос откачивает второстепенный поток в сепаратор поз. 0/171.2. Пройдя этот сепаратор, поток направляется к следующему аппарату, а именно в колонну поз. 0/16.2. В ней производится его очистка. После очистки, полученный продукт направляется в следующий аппарат теплообменного типа поз 0/12.3. После этого аппарата продукт поступает в колонну поз. 0/16.3. В верхнюю часть этой колонны подается флегма. Подача этой флегмы осуществляется с помощью насоса 0/92. Происходит это в автоматическом режиме. Регулирование расхода происходит с помощью регулятора FIC – 1304. После того, как процесс будет отрегулирован, соковый пар в виде конденсата поступает в конденсатор поз. 0/28. В данный конденсатор продукт поступает из аппарата теплообменного типа 0/12.2 [15].

Следующей ступенью производства капролактама является подача раствора капролактама в аппарат теплообменного типа поз 0/12.2. Происходит подача этого раствора за счет насоса поз. 0/82.3. Данный насос

имеет двухприточное исполнение. Помимо раствора, который подавался с помощью насоса поз. 0/82.3 есть и второй насос поз 0/82.4. Вторым насосом отвечает за подачу второго потока жидкости. Капролактамы на дальнейшую переработку поступают в сыром виде. Из сырого капролактама начинают выпаривать влагу вплоть до 90%. После выпаривания полученный продукт поступает в емкость поз 0/73. Изначально выпаривание происходит в аппарате теплообменного типа. После выпарки и перед поступлением в емкость он проходит по специальному барометрическому трубопроводу. После того, как продукт попадает в емкость, требуется его дальнейшее перемещение. Следующим местом, куда должен попасть продукт является сборник поз 0/64. Попадание продукта в данный сборник происходит за счет его перелива из емкости 0/73 [16].

Конденсат, который был образован из сокового пара, поступает в конденсатор поз 0/28. Перед тем как попасть в этот конденсатор, конденсат проходит через аппарат теплообменного типа поз 0/12.3. В аппарате происходит образование пара. После аппарата продукт поступает в сепаратор поз 0/170. В сепараторе происходит разделение на пар и на раствор. После разделения продукт направляется в колонну поз. 0/17.

В колонну поступает соковый пар. Подача его вверх этой колонны осуществляется за счет перекачки насосом поз 0/92.

Происходит это в автоматическом режиме. Регулирование расхода происходит с помощью регулятора FIC – 1305. После того, как процесс отрегулирован соковый пар поступает в конденсатор поз 0/28. Поступление сокового пара в конденсатор осуществляется исключительно из верха колонны. Для того, чтобы продукт был качественным, при подаче его в конденсатор должна поддерживаться температура вверху колонны. Осуществляется это с помощью специального термометра, а сама температура должна находиться в пределах 45-65 °С.

Во всей системе должен быть вакуум. Нормы вакуума в системе поддерживаются в диапазоне 0,006-0,008 МПа (48-63 торр.). Для его

создания предусмотрена парожекторная установка (ПЭУ) поз. 0/122. Вакуум поддерживается с помощью регулятора PIRCA-1522. Поддержание вакуума происходит с помощью подачи оборотной охлаждаемой воды в конденсатор поз. 0/28. Далее конденсат сокового пара (КСП) поступает в емкость поз. 0/70. Перед тем, как попасть в эту емкость конденсат проходит через барометрический сборник. После того, как в парожекторной установке был создан вакуум, оттуда откачивается конденсат в емкость поз. 0/70.

Поступивший в емкость поз. 0/70 конденсат за счет откачки насосом поз. 0/92 поступает в колонны поз. 0/16.1, 0/16.2, 0/17. В данную колонну конденсат поступает в виде флегмы.

Для регулирования уровня в данных колоннах используется регулятор LISA-1403. Данный регулятор подает сигнал на насос поз. 0/92, который при достижении определенного уровня начинает производить откачку конденсата. Откаченный конденсат поступает на стадию экстракции. Аппаратом, куда подается конденсат, на стадии экстракции является сборник поз. E-0460.

Следом в процесс производства капролактама включаются сборники поз. 0/61, 0/64, 0/73. Для работы данных сборников требуется постоянная подача в них «азотного дыхания».

Для контроля подаваемого расхода установлены ротаметры FI-0330, FI-1364.

В сборнике поз. 0/64 содержится капролактама в сыром виде. Из данного сборника капролактама поступает на дальнейшую переработку. Дальнейшая переработка осуществляется в первой системе обезвоживания [14].

Основная задача стадии дистилляции заключается в производстве капролактама-сырца. Капролактама-сырец должен быть обязательно в очищенном состоянии. Установка состоит из трех абсолютно идентичных технологических линий.

Капролактам сырец обязательно должен содержать определенный процент продукта, а именно 90%. Капролактам-сырец находится в сборнике поз 0/64. Из этого сборника продукт откачивается в тонкопленочный аппарат теплообменного типа поз. 1/02. Откачка происходит с помощью насоса поз. 1/80.

На рисунке 35 изображен участок стадии обезвоживания капролактама.

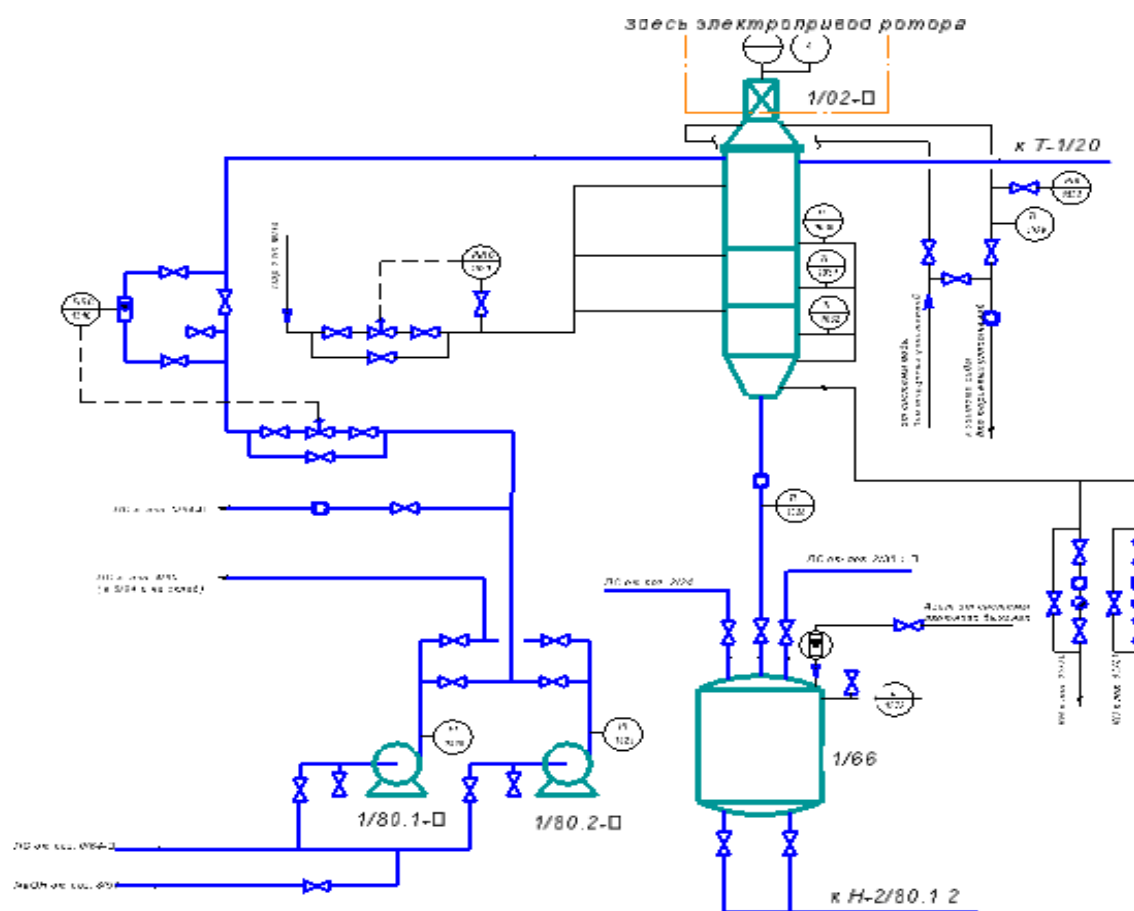


Рисунок 35 - Участок стадии обезвоживания капролактама

Для контроля расхода капролактама-сырца требуется автоматизация процесса и его последующее регулирование. Регулирование расхода происходит с помощью регулятора FIRC – 1310. Затем на линию всаса насоса подается 25%-ный раствор едкого натра. Далее необходимо

рассчитать какой процент содержания щелочи должен быть в растворе капролактама. Процент, после расчета не должен превышать 0,6% щелочи.

Следующий тонкопленочный аппарат теплообменного типа содержит в себе вращающуюся часть, которая называется ротор, установленный в верхней части данного аппарата. В данном аппарате происходит разделение смеси. Часть разделяемой смеси поступает в верхнюю часть данного аппарата. С помощью ротора, который установлен в верхней части аппарата происходит распределение смеси по всей обогреваемой стенке аппарата. Распределение требуется наносить очень тонким слоем в виде пленки.

Легкокипящая часть смеси, образованная в аппарате подвержена испарению. Тяжелокипящая часть стекает постепенно в нижнюю часть аппарата теплообменного типа.

Когда примеси были отделены, происходит обезвоживание продукта. Для этого продукт подается в аппарат теплообменного типа поз. 1/02. Температура процесса обезвоживания не должна превышать 90 °С. В ходе процесса образуется остаточное давление. Установленное давление не должно быть больше, чем 60 торр. Аппарат требуется постоянно обогревать. Для данных целей используется пар. Давление пара для обогрева должно составлять 1,5 МПа (15 кгс/см²). Для поддержания давления греющего пара, подающий в рубашку теплообменника необходима автоматизация процесса и его регулирование. Регулирование давления происходит с помощью регулятора PIRC – 1530. После того, как процесс отрегулирован, конденсат пара из данного аппарата направится в сборник поз 13/70. Образованные в процессе реакции соковые пары выходят через верхнюю часть этого аппарата поз. 1/02. После того, как соковые пары начали выходить из верха аппарата они следом поступают в конденсатор поз 1/20. КСП подается в трубное пространство конденсатора оборотной воды. После конденсатора КСП поступает в сепаратор поз. 1/172. В нем отделяются несконденсировавшиеся пары. Образованный конденсат стекает в барометрический сборник поз. 1/72. Этот промежуточный сборник соединяет между собой сепаратор 1/172 и

сборник поз. 3/70.3. Из этого сборника конденсат поступает на стадию нейтрализации. Пары, которые не были сконденсированы в конденсаторе поз.1/20 направляются в ловушку поз. 1/26. В ловушке происходит конденсирование паров. Осуществляется это с помощью подачи дополнительной оборотной воды.

Обезвоженный капролактама уходит через смотровой фонарь. Процесс протекает в нижней части тонкопленочного аппарата теплообменного типа поз. 1/02. После того, как капролактама покинул аппарат, он поступает в сборник барометрического типа поз. 1/66. В сборнике требуется постоянный контроль уровня. Осуществляется контроль с помощью регулятора LIRCA – 1406. После того, как процесс будет отрегулирован, происходит выдача обезвоженного капролактама. Процесс выдачи осуществляется за счет насоса поз 2/80. Насос откачивает обезвоженный капролактама на стадию предварительной дистилляции.

Для того, чтобы процесс обезвоживания капролактама протекал правильно, необходимо чтобы процесс проходил под вакуумом. Для создания вакуума используется трехступенчатая парозежекторная установка поз. 1/120. Вакуум необходимо постоянно контролировать и регулировать. За регулирование отвечает регулятор PIRC-1533. Регулирование происходит за счет подачи пара. Парозежекторная установка отвечает за получение конденсата. После прохождения установки, полученный конденсат поступает в сборник поз. 7/67. Сборник является промежуточным звеном между стадией нейтрализации. На стадию нейтрализации конденсат откачивается с помощью насоса поз. 7/93.1. Поступление конденсата на стадию нейтрализации является необходимым. На данной стадии происходит разбавление конденсата [16].

Встроенная система отвечает за отделение капролактама от всякого рода смол и других тяжелокипящих примесей.

Капролактама, отделенный от воды (обезвоженный) с помощью насоса поз. 2/80.1 из сборника поз. 1/66 подается в тонкопленочный испаритель поз.

2/01. с температурой 105-110°C. Регулирование расхода происходит с помощью регулятора FIRC-1315. Для контроля давления греющего пара, который подается в рубашку аппарата теплообменного типа поз. 2/01 требуется автоматизация процесса и его последующего регулирования. Регулирование давления происходит с помощью регулятора PIRC-1542.

В аппарате теплообменного типа образуется паровой конденсат. Из теплообменника происходит его перемещение в два сборника поз. 13/70 и поз 13/67. Следующей частью процесса является отделение капролактама от различных смол и тяжелокипящих примесей. Процесс отделения происходит сразу в двух аппаратах теплообменного типа поз 2/01, 2/02. В результате процесса отделения образуются пары капролактама. Пары капролактама превращаются в конденсат и покидают аппараты. Преобразование пара в конденсат происходит в конденсаторе поз 2/21. Пройдя два испарителя, образованный конденсат поступает в сепаратор поз. 2/172. Температура, с которой должно происходить перемещение конденсата должна быть в пределах 85-95 °С. Далее конденсат направляется в два аппарата, а именно в барометрический сборник поз 2/66 и сборник поз 1/66. Два сборника находятся в системе 1(обезвоживание).

В конденсаторе поз. 2/21 в качестве охлаждающего элемента используется вода для конденсаторов. Температура используемого хладагента должна быть в пределах 70-75 °С. Хладагент поступает из системы 9.

Образованный кубовый остаток в аппарате теплообменного типа поз. 2/01 поступает в следующий тонкопленочный аппарат теплообменного типа поз. 2/02. В аппарат поз 2/02 помимо кубового остатка поступает подвод пара и отвод парового конденсата. Устроен описанный механизм идентично испарителю 2/01.

В конденсаторе поз 2/21 происходит конденсация паров капролактама. Несконденсировавшиеся пары капролактама попадают в ловушку поз 2/26.1. Ловушка предназначена для улавливания паров, которые не были

сконденсированы. Образованный конденсат направляется в сборник поз. 2/66. Транспортировка осуществляется с помощью насоса поз 3/80.1. Насос отправляет конденсат на дальнейшую переработку.

На следующей стадии присутствует специальная четырехступенчатая парожекторная установка поз.2/121.1. Она служит для создания вакуума. Конденсат от парожекторов установки уходит в сборник поз. 7/72, а уже оттуда поступает в сборник поз. 7/67.

Следующей частью технологического процесса является поступление смол и тяжелокипящих примесей в сборник поз 2/69. Перед тем, как поступить в сборник смолы и примеси проходят аппарат теплообменного типа поз. 2/02. В сборник поступают не только смолы и примеси. В него поступают еще и кубовые остатки из теплообменника поз. 5/02 и прочие продукты перегонки системы 20. В систему 20 продукты перегонки поступают из сепаратора поз. 20/75. Кубовые остатки, которые были образованы в сборнике поз 2/69, откачиваются с помощью насоса поз. 2/80.1,2. Откачка происходит путем перемещения кубовых остатков в тонкоплёночные теплообменники поз. 2/06, 2/07. Теплообменники установлены друг за другом, а следовательно и работают они последовательно.

В теплообменниках поз. 2/06, 2/07 происходит отгонка капролактама из кубовых остатков. Данный процесс происходит при температуре 150-160 °С. Конденсат получается в конденсаторе поз 2/24. После того, как конденсат будет получен, происходит его перекачка в сборник поз 2/66. Несконденсировавшиеся пары капролактама попадают в ловушки поз 2/26.1, 2/26.2. Ловушки предназначены для улавливания паров, которые не были сконденсированы. Образованный конденсат направляется в сборник поз. 2/66.

На каждой стадии есть своя парожекторная установка. На данной стадии установлена установка поз. 2/121.2. Установка имеет 4 ступени и служит для создания вакуума. Образованный в результате работы

пароэжекторов конденсат поступает на дальнейшую переработку в сборник поз 7/67. Перед тем, как поступить в этот сборник, конденсат проходит через промежуточный сборник 7/73.

Поступление конденсата в сборник происходит из теплообменника 2/07. Весь процесс перемещения должен происходить при определенной температуре в 160 °С. Кубовый аппарат 20/67 является промежуточным между 2 и 3 системой [14].

Первоначальным аппаратом, куда поступает продукт с предыдущей стадии, является сборник поз 2/66. Поступление продукта осуществляется с помощью насоса поз. 3/80.1. После сборника поз. 2/66 продукт поступает в два тонкопленочных теплообменника. Сперва поступает в теплообменник поз 3/08, а следом в теплообменник поз 3/04.

Теплообменники оснащены дополнительным обогревом. Для обогрева теплообменников предусмотренных на стадии используется пар. Подача пара осуществляется с помощью регуляторов автоматического типа PIRC-1571 и PIRC- 1574. Регуляторы осуществляют регулирование подачи пара в два теплообменника поз 3/08, 3/04. Теплообменник требуется постоянно обогревать. Для данных целей используется пар. Процесс происходит при следующей температуре 130-140 °С. В испарителях поз. 3/08, 3/04 происходит отгонка легколетучих компонентов, которые преобразуются в конденсат в отдельном конденсаторе поз. 3/23. Для улавливания несконденсировавшихся паров предусмотрены две идентичные ловушки поз. 3/26.1 и поз. 3/26.2. Принцип их работы ничем ни отличается от ловушек, которые были описаны в системе 2. Далее, пройдя как ловушки, так и конденсаторы, капролактама стекает в барометрический сборник поз 3/70.1. Описанный барометрический сборник является промежуточным, между дальнейшей переработкой.

Сборник поз 1/66 необходим для сбора в нем лактам-сырца и его дальнейшей выдачи на следующие ступени дистилляции. Регулирование подачи продукта на дальнейшую переработку производится за счет

регулятора FIRC-1327. Данный сборник расположен на второй ступени, которая называется предварительной дистилляцией.

Основной поток продукта поступает в емкость барометрического типа поз. 3/70.2. Температура, при которой должен поступать продукт в емкость должна быть 140 °С. Далее продукт уходит на основную дистилляцию.

Во всей системе должен быть вакуум. На каждой стадии есть своя парожекторная установка. На данной стадии установлена установка поз. 3/121. Установка имеет 4 ступени и служит для создания вакуума. Образованный в результате работы парожекторов конденсат поступает на дальнейшую переработку в резервуар поз. 7/67, Перед тем, как поступить в этот резервуар, конденсат проходит через емкость поз. 7/72.

В емкости поз 3/70.2 содержится кубовый продукт. Поступает кубовый остаток со стадии предварительной ректификации. Транспортировку осуществляет насос поз. 4/80.1. После емкости продукт поступает как раз с помощью насоса в тонкопленочный теплообменник поз 4/01. Температура, при которой осуществляется транспортировка, должна быть не ниже 105 °С, но и не выше 110 °С.

Теплообменник требуется постоянно обогревать. Для данных целей используется пар. После прохождения этого участка технологической схемы оставшиеся в теплообменнике пары капролактама поступают в колонну поз. 4/169. Колонна отвечает за отгонку жидкости. Далее продукт поступает в конденсатор 4/22.

После того, как капролактамам будет очищен в конденсаторе поз 4/22, он поступит в сепаратор поз. 4/172. Сепаратор является промежуточным звеном между конденсатором и барометрическим сборником поз. 4/70.2. Из сборника начинается откачка продукта насосом поз. 4/80.2. Количество, которое необходимо откачать определяется уровнем в сборнике. Откачка насосом производится на склад готовой продукции.

2.2 Спецификация оборудования

В спецификации оборудования присутствуют испарители, которые есть на стадии дистилляции. Они отображены в таблице 5.

Таблица 5 – Спецификация и наименование оборудования

№ позиции	Наименование оборудования	Кол-во	Материал оборудования	Характеристики оборудования
03/0/12.1 - I,II,III	Испаритель	3	X8CrNiMoTi 18.11.	Вертикальный цилиндрический аппарат с падающим потоком и с зоной предварительного подогрева. Габариты : 1200x300x7300 мм Поверхность выпарки : F = 150м ² . Допустимые рабочие параметры: В трубном пространстве: P _{макс} =0,115 МПа, T _{макс} =
				+103°C среда: водный раствор капролактама В межтрубном пространстве: P = 0,17 МПа, T _{макс.} +169°C Рабочая среда: пар.
03/0/42/1.2 - I,II,III	Теплообменник	3	X8CrNiTi 18.10.	Вертикальный кожухотрубный теплообменник Габариты : D =325, L=5720 мм Поверхность теплообмена : F = 24м ² Допустимые рабочие параметры: В трубном пространстве: P = 0,91 МПа, T _{макс} = +110°C Среда: водный раствор капролактама В межтрубном пространстве: P = 0,684 МПа, T макс. +184°C Среда: насыщенный пар.
03/1/02 - I,II,III	Испаритель роторный	3	X8CrNiMoTi 18.11	Вертикальный цилиндрический

Продолжение таблицы 5

	тонкопленочный			тонкопленочный испаритель в греющей рубашке Габариты: D=922мм, H=8230 мм Площадь теплообмена: F исп.=15 м ² Допустимые рабочие параметры: в аппарате: P = 1 мм. рт.ст. (ост.), T = +140°C, среда: капролактама в греющей рубашке: P = 1,3 МПа, T = +200°C среда: пар Электродвигатель: тип КМР 160 М4 Мощность: 18,5 кВт Число оборотов: n=1470 об/мин Вид защиты: IP-44 Вертикальный цилиндрический тонкопленочный испаритель в греющей рубашке
--	----------------	--	--	---

В данном разделе были указаны испарители и теплообменники, которые присутствуют на стадии дистилляции.

2.3 Материальный баланс процесса

Исходя из технологического регламента ПАО «КуйбышевАзот» принимаем годовой выпуск капролактама 125000 тонн в год. Основным продуктом стадии является дистиллят.

Производительность капролактама в кг/ч составит:

$$G_k = 14269 \text{ кг/ч.}$$

Количество раствора поступающего на перегонку в тонкопленочный испаритель представлено в таблице 6.

Таблица 6 – Количество раствора на очистку [3]

Наименование компонента	X, % масс.	M, кг/кмоль	N, кмоль/ч	g, кг/ч
Примеси в т.ч:	10,5		135,0121:	14269,4064•0,105
<chem>C6H5NH2</chem>		93	42,19448	= 1498,287
<chem>C6H5NO2</chem>		123	31,90315	
<chem>C12H16N2</chem>		188	20,8728	
<chem>C6H10O</chem>		98	40,0417	
<chem>C6H11NO</chem>	84,0	113	78,29232	14269,4064•0,840
				= 11986,3024
<chem>H2O</chem>	5,5	18	83,2382	14269,4064•0,055
				= 784,817
ИТОГО	100	-	296,5427	14269,4064

Рассчитываем массовый расход компонентов, применяя основное уравнение материального баланса по следующей формуле:

$$g_k = \frac{G \cdot W}{100} \quad (1)$$

Результаты представлены в таблице 6.

Материальный баланс процесса описывается системой уравнений. Общее количество компонентов на выходе аппарата рассчитаем по следующей формуле:

$$FX_f = DX_D + WX_w \quad (2)$$

$$14269,4064 \cdot 0,84 = D \cdot 0,94 + W \cdot 0,238$$

$$F = D + W \quad (3)$$

$$D = 14269,4064 - W$$

$$14269,4064 \cdot 0,84 = (14269,4064 - W) \cdot 0,94 - 0,94W + W \cdot 0,238$$

$$1426,86 = 0,702 \cdot W$$

$$W = \frac{1426,86}{0,702} = 2032 \text{ кг/ч} - \text{Количество воды и примесей}$$

$$D = 14269,4064 - 2032 = 12236,8 \text{ кг/ч} - \text{Расход очищенного капролактама}$$

Состав и количество компонентов на выходе из аппарата представлен в таблице 7.

Таблица 7 – Количество компонентов (дистиллята) [19]

Компонент	X, % масс.	g, кг/ч	N, кмоль/ч
Примеси в т.ч: C ₆ H ₅ NH ₂ C ₆ H ₅ NO ₂ C ₁₂ H ₁₆ N ₂ C ₆ H ₁₀ O	0,5	61,2	0,43
C ₆ H ₁₁ NO	94,0	11502,6	101,8
H ₂ O	5,5	673	37,4
ИТОГО	100	12236,8	139,63

Состав и количество примесей представлен в таблице 8.

Таблица 8 – Количество остатков после процесса дистилляции [18]

Компонент	X, % масс.	g, кг/ч	N, кмоль/ч
Примеси в т.ч: C ₆ H ₅ NH ₂ C ₆ H ₅ NO ₂ C ₁₂ H ₁₆ N ₂ C ₆ H ₁₀ O	71,2	1446,81	10,3
C ₆ H ₁₁ NO	23,8	483,62	4,28
H ₂ O	5	101,61	5,65
ИТОГО	100	2032	20,23

Сводные расчеты материального баланса представлены в таблице 9.

Таблица 9 – Сводная таблица материального баланса [17]

Расход			Приход		
Наименование компонента	Кг/ч	% масс.	Наименование компонента	Кг/ч	% масс.
Капролактамы-сырец			Дистиллят		
C ₆ H ₅ NH ₂	1498,287	10,5	C ₆ H ₅ NH ₂	61,2	0,5
C ₆ H ₅ NO ₂			C ₆ H ₅ NO ₂		
C ₁₂ H ₁₆ N ₂			C ₁₂ H ₁₆ N ₂		
C ₆ H ₁₀ O			C ₆ H ₁₀ O		
C ₆ H ₁₁ NO	11986,3024	84,0	C ₆ H ₁₁ NO	11502,6	94
H ₂ O	784,817	5,5	H ₂ O	673	5,5
-	-	-	Кубовый остаток		
			C ₆ H ₅ NH ₂	1446,81	71,2
			C ₆ H ₅ NO ₂		
			C ₁₂ H ₁₆ N ₂		

Продолжение таблицы 9

			C ₆ H ₁₀ O		
			C ₆ H ₁₁ NO	483,62	23,8
			H ₂ O	101,61	5
ИТОГО	14269,4064	100	ИТОГО	14268,84	100

Опыт эксплуатации установки показывает возможность увеличения нагрузки на всю технологическую цепочку не менее, чем на 60%, но при этом наблюдается нестабильность качества продукта. Для стабилизации качественных характеристик предлагается установка центробежного сепаратора. Для выполнения конструктивных расчетов требуется пересчитать материальный баланс с учетом увеличенной нагрузки. Данные по материальным потокам усовершенствованного процесса приведены в таблице.

В таблице 10 отображен материальный баланс нового испарителя.

Таблица 10 – Таблица материального баланса нового испарителя [10]

Расход			Приход		
Наименование компонента	Кг/ч	% масс.	Наименование компонента	Кг/ч	% масс.
Капролактамы-сырец			Дистиллят		
C ₆ H ₅ NH ₂	2397,26	10,5	C ₆ H ₅ NH ₂	97,92	0,5
C ₆ H ₅ NO ₂			C ₆ H ₅ NO ₂		
C ₁₂ H ₁₆ N ₂			C ₁₂ H ₁₆ N ₂		
C ₆ H ₁₀ O			C ₆ H ₁₀ O		
C ₆ H ₁₁ NO	19178,08	84,0	C ₆ H ₁₁ NO	18404,16	94
H ₂ O	1255,7	5,5	H ₂ O	1076,8	5,5
-	-	-	Кубовый остаток		
			C ₆ H ₅ NH ₂	2314,9	71,2
			C ₆ H ₅ NO ₂		
			C ₁₂ H ₁₆ N ₂		
			C ₆ H ₁₀ O		
			C ₆ H ₁₁ NO	773,8	23,8
			H ₂ O	162,58	5
ИТОГО	22831,04	100	ИТОГО	22830,16	100

Из значений материального баланса можно заметить, что новый роторно-пленочный испаритель производит больше готового продукта.

2.4 Тепловой баланс процесса

Расчет теплового баланса производим с учетом тепловых потоков, изображенных на рисунке 36 [17,18].

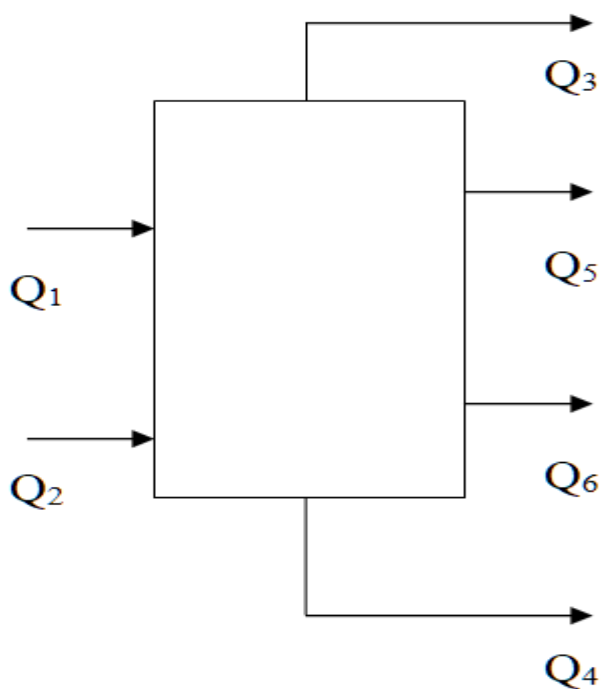


Рисунок 36 – Схема тепловых потоков

Где

Q_1 – Тепло исходных веществ;

Q_2 – Тепло греющего пара;

Q_3 – Тепло кубового остатка.

Q_4 – Тепло дистиллята;

Q_5 – Теплота испарения.

Q_6 – Тепловые потери.

Тепловой баланс процесса будет выражаться следующим уравнением:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad (4)$$

Температура раствора на входе аппарата $T = 110 \text{ }^\circ\text{C}$

Температура дистиллята $T = 95 \text{ }^\circ\text{C}$

Температура в емкости с примесями – $115 \text{ }^\circ\text{C}$

Тепловые потери принимаем 2 % от общего расхода [21].

Приход теплоты с сырьем рассчитаем по формуле

$$Q_1 = m \cdot C \cdot T \quad (5)$$

Где

m - масса компонентов, кг/с

C – теплоемкость компонентов, Дж/кг·К

T – температура на входе аппарата

$$m = \frac{22831,04}{3600} = 6,3 \text{ кг/с}$$

$$C = \frac{C_p \cdot 1000}{M} \quad (6)$$

C_p – Молярная теплоемкость, справочная величина

M – Молярная масса компонентов

$$C_p = K_0 + K_1 \cdot \left(\frac{T}{1000}\right) + K_2 \cdot \left(\frac{T}{1000}\right)^2 + K_3 \cdot \left(\frac{T}{1000}\right)^3 + K_{-2} \cdot \left(\frac{T}{1000}\right)^{-2} \quad (7)$$

Где

$K_0, K_1, K_2, K_3, K_{-2}$ – коэффициенты общего уравнения [20].

$$C_{p_{C_6H_{11}NO}} = 101,3 + 794,1 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right) - 492,7 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^2 + 108,6 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^3 + 1,79 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^{-2}$$

$$C_{p_{C_6H_{10}O}} = 143,87 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{11}NO}} = 143,87 \cdot \frac{1000}{113} = 1273,186 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NH_2}} = 83,3 + 345,3 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right) + 492,7 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^2 + 263,2 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^3 - 0,95 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^{-2} = 286,89 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NH_2}} = 286,895 \cdot \frac{1000}{128} = 2241,3672 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NO_2}} = 65,2 + 324,5 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right) + 444,2 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^2 + 275,5 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^3 - 0,91 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^{-2} = 251,11 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NO_2}} = 251,11 \cdot \frac{1000}{123} = 2041,54 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_{12}H_{16}N_2}} = 91,4 + 322,1 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right) + 415,6 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^2 + 288,5 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^3 - 1,10 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^{-2} = 311,4 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_{12}H_{16}N_2}} = 311,4 \cdot \frac{1000}{188} = 1656,383 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{10}O}} = -106,3 + 345,3 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right) + 492,7 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^2 + 263,2 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^3 - 0,95 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^{-2} = 126,9 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{10}O}} = 126,9 \cdot \frac{1000}{98} = 1294,89 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{H_2O}} = 30,2 + 6,7 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right) + 6,5 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^2 - 2,3 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^3 + 0,08 \cdot \left(\frac{383}{1000}\right)^{-2} = 34,135 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{H_2O}} = 34,135 \cdot \frac{1000}{18} = 1896,388 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_1 = C_{C_6H_{11}NO} \cdot X_A + C_p \cdot X_A + C_{H_2O} \cdot X_A = 2245,3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$Q_1 = 6,3 \cdot 383 \cdot 2245,3 = 818999,9 \text{ Вт}$$

Найдем затраты тепла с примесями:

$$Q_4 = m \cdot C_p \cdot T \quad (9)$$

$$m = \frac{2032}{3600} = 0,56 \text{ кг/с}$$

$$C_{p_{C_6H_{11}NO}} = 101,3 + 794,1 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right) - 492,7 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^2 + 108,6 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^3 + 1,79 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^{-2}$$

$$C_{p_{C_6H_{11}NO}} = 145,87 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{11}NO}} = 145,87 \cdot \frac{1000}{113} = 1290,88 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NH_2}} = 83,3 + 345,3 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right) + 492,7 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^2 + 263,2 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^3 - 0,95 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^{-2} = 291,15 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NH_2}} = 291,15 \cdot \frac{1000}{128} = 2274,61 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NO_2}} = 65,2 + 324,5 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right) + 444,2 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^2 + 275,5 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^3 - 0,91 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^{-2} = 258,5 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NO_2}} = 258,5 \cdot \frac{1000}{123} = 2101,62 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_{12}H_{16}N_2}} = 91,4 + 322,1 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right) + 415,6 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^2 + 288,5 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^3 - 1,10 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^{-2} = 320,2 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_{12}H_{16}N_2}} = 320,2 \cdot \frac{1000}{188} = 1703,19 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{10}O}} = -106,3 + 345,3 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right) + 492,7 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^2 + 263,2 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^3 - 0,95 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^{-2} = 134,7 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{10}O}} = 134,7 \cdot \frac{1000}{98} = 1374,49 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{H_2O}} = 30,2 + 6,7 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right) + 6,5 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^2 - 2,3 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^3 + 0,08 \cdot \left(\frac{388}{1000}\right)^{-2} = 34,175 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{H_2O}} = 34,175 \cdot \frac{1000}{18} = 1898,611 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_1 = C_{C_6H_{10O}} \cdot X_A + C_p \cdot X_A + C_{H_2O} \cdot X_A = 2190,5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$Q_4 = 0,56 \cdot 388 \cdot 2190,5 = 475951,84 \text{ Вт}$$

Найдем затраты тепла с примесями:

$$Q_3 = m \cdot C_p \cdot T \quad (10)$$

$$m = \frac{2032}{3600} = 0,56 \text{ кг/с}$$

$$C_{p_{C_6H_{11}NO}} = 101,3 + 794,1 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right) - 492,7 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^2 + 108,6 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^3 + 1,79 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^{-2}$$

$$C_{p_{C_6H_{11}NO}} = 412,034 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{11}NO}} = 412,034 \cdot \frac{1000}{113} = 3646,32 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NH_2}} = 83,3 + 345,3 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right) + 492,7 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^2 + 263,2 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^3 - 0,95 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^{-2} = 283,2 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NH_2}} = 283,2 \cdot \frac{1000}{128} = 2212,5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NO_2}} = 65,2 + 324,5 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right) + 444,2 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^2 + 275,5 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^3 - 0,91 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^{-2} = 251,8 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_5NO_2}} = 251,8 \cdot \frac{1000}{123} = 2047,15 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_{12}H_{16}N_2}} = 91,4 + 322,1 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right) + 415,6 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^2 + 288,5 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^3 - 1,10 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^{-2} = 272,5 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_{12}H_{16}N_2}} = 272,5 \cdot \frac{1000}{188} = 1449,47 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{10}O}} = -106,3 + 345,3 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right) + 492,7 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^2 + 263,2 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^3 - 0,95 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^{-2} = 93,6 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{C_6H_{10}O}} = 93,6 \cdot \frac{1000}{98} = 955,1 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{H_2O}} = 30,2 + 6,7 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right) + 6,5 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^2 - 2,3 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^3 + 0,08 \cdot \left(\frac{368}{1000}\right)^{-2} = 34,02 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \cdot \text{К}$$

$$C_{p_{H_2O}} = 34,02 \cdot \frac{1000}{18} = 1890 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_1 = C_{C_6H_{11}NO} \cdot X_{C_6H_{11}NO} + C_p \cdot X_A + C_{H_2O} \cdot X_{H_2O} = 2190,5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$C_1 = 3646,32 \cdot 0,94 + 2000 \cdot 0,005 + 1890 \cdot 0,055 = 3541,49 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \cdot \text{К}$$

$$Q_3 = 0,56 \cdot 368 \cdot 3541,49 = 729830,26 \text{ Вт}$$

Найдем затраты тепла на стадии дистилляции:

$$Q_5 = m \cdot dH \quad (11)$$

Где

dH – энтальпия испарения

$$dH_{\text{примеси}} = 70,5 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} = 549,25 \text{ кДж/кг}$$

$$dH_{C_6H_{11}NO} = 431,69 \text{ кДж/кг}$$

$$dH_{H_2O} = 2444,54 \text{ кДж/кг}$$

$$dH = dH_{\text{пр}} \cdot X_{\text{пр}} + dH_{C_6H_{10}O} \cdot X_{C_6H_{11}NO} + dH_{H_2O} \cdot X_{H_2O} \quad (12)$$

Примем теплоту парообразования капролактама $dH=386 \text{ кДж/кг}$ [15]

$$Q_5 = 3,65 \cdot 386 = 1408900 \text{ Вт}$$

Найдем тепловые потери:

$$Q_6 = (Q_3 + Q_4 + Q_5) \cdot 0,03 \quad (13)$$

$$Q_6 = (729830,26 + 475951,84 + 1408900) \cdot 0,03 = 78440,46 \text{ Вт}$$

Найдем тепло греющего пара на проведение процесса

$$Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 - Q_1 \quad (14)$$

$$Q_2 = 729830,26 + 475951,84 + 1408900 + 124787,763 - 818999,9 \\ = 1920469,963 \text{ Вт}$$

Общий расход теплоты составит:

$$Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 = 729830,26 + 475951,84 + 1408900 + 78440,46 \\ = 2693122,56 \text{ Вт}$$

Сводная таблица энергетического баланса представлена в таблице 11.

Таблица 11 – Сводная таблица энергетического баланса [3]

Приход	Вт	Расход	Вт
Тепло исходных веществ	818899,9	Тепло кубового остатка	729830,26
Тепло греющего пара	1874222,66	Тепло дистиллята	475951,84
-	-	Теплота испарения	1408900
-	-	Тепловые потери	78440,46
Итого	2693122,56	Итого	2693122,56

Вывод по второй главе:

Во второй главе представлена технологическая схема и ее описание. Произведены расчеты материального и теплового балансов.

Представленные расчеты материального баланса свидетельствуют о том, что модернизация роторно-пленочного испарителя положительно влияет на выход дистиллята (наблюдается увеличение) и уменьшение капельного уноса, что ведет к уменьшению количества остатков смеси после процесса дистилляции.

3 Расчет внедряемого роторно-пленочного испарителя и сепаратора

3.1 Материальный баланс испарителя

Исходные данные для расчета испарителя сведены в таблицу 12.

Таблица 12 – Исходные данные для расчета внедряемого испарителя

Наименование компонента	Буквенное обозначение	Показатель
Производительность аппарата, кг/с	Gн	6,3
Начальная концентрация, кг/кг	Xн	0,84
Конечная концентрация, кг/кг	Xк	0,238
Температура кипения при начальной концентрации °С	t кип. н	85
Температура кипения при конечной концентрации, °С	t кип. к	130
Допустимое время пребывания в зоне нагрева,	t	9
Плотность жидкости, кг/м ³	ρ	1002
Удельная теплоемкость, кДж / (кг • К)	C _p	25•10 ³
Теплопроводность, Вт / (м • К)	λ	0.61
Вязкость, м / с	у	2,63•10 ⁻⁶
Теплота испарения Дж/кг	r	4,95•10 ⁶
Толщина стенки аппарата, мм	h _{ст}	12
Коэффициент теплоотдачи со стороны греющего пара, Вт/(м ² •К)	a	10 ⁴
Коэффициент теплоотдачи со стороны перемешивающей пленки, Вт/(м ² •К)	a`	1,5•10 ³
Термические сопротивления загрязнений со стороны греющего пара и продукта, м ² •К / Вт	r	10 ⁻⁴
Коэффициент теплопроводности стали, Вт / (м•К)	r _{ст}	20

Выбор аппарата необходимо будет провести по следующим расчетам [9].

Расчет производительности аппарата по кубовому остатку:

$$G_k = G_n \cdot \frac{X_n}{X_k} = 6,3 \cdot \frac{0,84}{0,238} = 1,785 \text{ кг/с}$$

Расчет производительности аппарата по испаряемому продукту

$$G_{и} = G_n - G_k \quad (15)$$

$$G_{и} = 6,3 - 1,785 = 4,515 \text{ кг/с}$$

Расчет производительности аппарата по среднему массовому расходу жидкости, проходящей через аппарат

$$G_{ср} = \frac{1}{2} \cdot (G_n + G_k) = 0,5 \cdot (3,97 + 0,325) = 2,1475 \text{ кг/с}$$

Расчет производительности аппарата по среднему объемному расходу жидкости, проходящей через аппарат

$$V_{ж} = \frac{G_{ср}}{\rho_{ж}} = \frac{2,1475}{1002} = 0,00214 \text{ м}^3/\text{с}$$

3.2 Тепловой баланс испарителя

Тепловой поток, необходимый для нагревания раствора

$$Q = G_{и} \cdot r + G_{ср} \cdot C_p \cdot (t_{кип.к} - t_{кип.н}) = 0,325 \cdot 4,95 \cdot 10^6 + 2,1475 \cdot 2,25 \cdot 10^3 \cdot (130 - 85) \\ = 1,83 \cdot 10^5 \text{ Вт} \quad (16)$$

Для начала необходимо предварительно принять, что:

Толщина стенки аппарата, $h_{ст} = 12 \text{ мм}$

Коэффициент теплоотдачи со стороны греющего пара,

$$a_l = 10^4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Коэффициент теплоотдачи со стороны перемешиваемой пленки,

$$1,5 \cdot 10^3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Коэффициент теплопроводности стали, $\lambda_{ст} = 20 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$

Ориентировочное значение коэффициента теплоотдачи составит:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{10^4} + 1,1 \cdot 10^{-4} + \frac{1,2 \cdot 10^{-2}}{20} + 2 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{1,5 \cdot 10^3}} = 596 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) \quad (17)$$

Разности температур теплоносителей в верхней и нижней частях аппарата:

$$\Delta t_{\text{в}} = t_{\text{п}} - t_{\text{кип.н}} = 200 - 85 = 115^\circ\text{С}$$

$$\Delta t_{\text{н}} = t_{\text{п}} - t_{\text{кип.н}} = 200 - 130 = 70^\circ\text{С}$$

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{1}{2} \cdot (\Delta t_{\text{в}} + \Delta t_{\text{н}}) = \frac{1}{2} \cdot (115 + 70) = 92,5^\circ\text{С}$$

Необходимая минимальная площадь теплообмена:

$$F_{\text{min}} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{183000}{596 \cdot 92,5} = 3,32 \text{ м}^2$$

Максимально допустимую площадь поверхности теплообмена аппарата найдем из условия:

$$F_{1\text{max}} = 2,3 \cdot (9^{1,35} \cdot 9,8^{0,45}) / (0,00214)^{0,18} \cdot (3,97/1002)^{0,63} = 12,09 \text{ м}^2$$

$$F_{2\text{max}} = 0,55 \cdot [((3,97/1002)^2 \cdot 9^3 \cdot 9,8) / 0,00214] = 28,82 \text{ м}^2$$

В таблице 13 представлены результаты расчетов материального и теплового балансов.

Таблица 13- Результаты расчетов материального и теплового баланса

Параметр	Приход	Расход конечного раствора	Расход растворителя
Производительность аппарата, кг/с	3,97	3,645	0,325
Концентрация кг/кг	0,9	0,98	0,08
Тепловой поток м ²	12,09	28,82	1,83

Исходя из таблицы, мы видим, что производительность аппарата увеличилась.

3.3 Конструктивный расчет испарителя

Для обоснования возможности работы на повышенной производительности необходимо проверить гидравлические показатели работы аппарата и запас поверхности теплообмена.

Гидравлические условия работы аппарата определяются предельной скоростью, определим её.

1. Толщина стенки аппарата, $r_{ст} = 12$ мм
2. Коэффициент теплоотдачи со стороны греющего пара, $\alpha_2 = 10^4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
3. Термические сопротивления загрязнений со стороны греющего пара и продукта, $r = 10^4 \text{ м}^2 \cdot \text{К} / \text{Вт}$
4. Коэффициент теплопроводности стали, $\lambda_{ст} = 23 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{К})$
5. Диаметр $d - 1000$ мм
6. Радиус $r - 500$
7. Площадь сечения аппарата $S - 0,785 \text{ м}^2$

Плотность паров капролактама найдем по формуле:

$$\rho_{п} = \rho_0 \frac{T_0 \rho}{T \rho_0} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273 \rho}{T \rho_0} = 5,05 \frac{273 \cdot 8000}{373 \cdot 101300} = 0,292 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (17)$$

Где

$\rho_0 = \frac{M}{22,4} \text{ кг}/\text{м}^3$ - плотность газа при нормальных условиях

M - мольная масса газа, кг/кмоль

T - температура, К.

Плотность жидкости $\rho_{ж} = 1006 \text{ кг}/\text{м}^3$ [15]

Поверхностное натяжение раствора капролактама при условиях процесса

$$\sigma = 37,57 \cdot 10^{-3} \text{ Н}/\text{м}$$

Вязкость раствора капролактама при условиях процесса равна:

$$\mu = 1,970 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\rho_0 = \frac{M}{22,4} = \frac{113,6}{22,4} = 5,05 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (18)$$

В целях избежания капельного уноса жидкости из аппарата, скорость движения паров в нем не должна превышать предельную:

$$v_n = 0,126 \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_{\text{п}}}} \sqrt[3]{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\mu}} = 0,126 \sqrt{\frac{37,57 \cdot 10^{-3}}{0,292}} \sqrt[3]{\frac{1006}{1,970 \cdot 10^{-3}}} = 3,46 \frac{\text{м}}{\text{с}} \quad (19)$$

Исходя из данных материального баланса найдем фактическую скорость движения паров в испарителе

Объемный расход пара в аппарате находим по формуле:

$$V_n = \frac{G_n}{\rho_n} = \frac{19578,88}{0,292 \cdot 3600} = 18,62 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (20)$$

Площадь свободного сечения испарителя найдем по формуле:

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} = 0,785 \text{ м}^2 \quad (21)$$

Тогда скорость движения паров в испарителе определим по формуле:

$$\omega = \frac{V_n}{S} = \frac{18,62}{0,785} = 23,72 \frac{\text{м}}{\text{с}} \quad (22)$$

Расчетная скорость выше предельной, поэтому необходимо предусмотреть сепаратор для отделения уносимых капель в верхней части аппарата.

Проверим запас поверхности теплообмена.

Коэффициент теплопередачи определяется по уравнению:

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{10^4} + \frac{0,012}{23} + \frac{1}{7399,45}} \\ &= \frac{1}{0,0001 + 0,00052 + 0,0001} = 1888,9 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2} \cdot \text{К} \quad (23) \end{aligned}$$

Линейную плотность орошения найдем по формуле:

$$\Gamma = \frac{G}{\Pi} = \frac{6,34}{3,14} = 2,02 \cdot 3600 = 7272 \frac{\text{кг}}{\text{м}} \cdot \text{ч} \quad (24)$$

Π - периметр поверхности, по которой движется пленка

Найдем коэффициент теплоотдачи от стенки аппарата к пленке стекающей жидкости по формуле:

$$\begin{aligned} \alpha_2 &= 234 \cdot q^{0,1} \cdot \omega^{0,13} \cdot \rho^{0,16} \cdot \Gamma^{0,14} \\ &= 234 \cdot 277230^{0,1} \cdot 23,72^{0,13} \cdot 8000^{0,16} \cdot 7272^{0,14} \\ &= 7399,45 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \quad (25) \end{aligned}$$

Найдем среднюю разность температур:

Начальная температура горячего теплоносителя (пара) $T_1 = 200^\circ\text{C}$

Конечная температура горячего теплоносителя (конденсата) $T_2 = 140^\circ\text{C}$

Начальная температура холодного теплоносителя (поступающий капролактан) $t_1 = 100^\circ\text{C}$

Конечная температура холодного теплоносителя (максимально достигаемая температура капролактама) $t_2 = 130^\circ\text{C}$

Температурная схема при противотоке:

$$\begin{array}{ccc} 200 & \longrightarrow & 130 \\ 80 & \longleftarrow & 100 \\ \hline \Delta t_6=120 & & \Delta t_m=30 \end{array}$$

Вычислим среднюю разность температур для противотока:

$$\Delta t_{\text{пр}} = \frac{120 + 30}{2} = 75$$

Найдем величины P и R:

$$\begin{aligned} P &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{130 - 80}{200 - 80} = 0,42 \\ R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{200 - 130}{130 - 100} = 2,33 \end{aligned}$$

Находим значение поправочного коэффициента по рисунку из источника [17]:

$$\varepsilon_{\Delta t} = 0,95$$

Находим среднюю разность температур в аппарате:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{\text{пр}} = 0,95 \cdot 75 = 71,25 \quad (26)$$

Поверхность теплообмена найдем из основного уравнения теплопередачи:

$$Q = F \cdot K \cdot \Delta t_{cp} = 13,93 \cdot 1888,9 \cdot 71,25 = 1874756,86 \quad (27)$$

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{1874222,66}{1888,9 \cdot 71,25} = 13,93 \quad (28)$$

Требуемая поверхность теплообмена меньше фактически существующей у аппарата, соответственно её увеличение не требуется.

Мощность, необходимая для преодоления вязкостного сопротивления вычисляется по формуле:

$$\begin{aligned} N_1 &= 9,35 \cdot 10^{-14} \left(R \cdot H \cdot \mu_{cp} \cdot n^2 \cdot \frac{Z}{\Delta R} \right) \\ &= 9,35 \cdot 10^{-14} \left(500 \cdot 8320 \cdot (1,97 \cdot 10^{-3}) \cdot 80^2 \cdot \frac{4}{2} \right) \\ &= 0,0000098 \text{ кВт} \quad (29) \end{aligned}$$

Мощность, необходимая для создания ускорения в установившемся режиме

$$\begin{aligned} N_2 &= 3,5 \cdot 10^{-9} \cdot \rho \cdot n \cdot H^2 \left(R^2 - 6 \cdot 10^4 \cdot \frac{H}{n^2} \right) \\ &= 3,5 \cdot 10^{-9} \cdot 1006 \cdot 80 \cdot 8,32^2 \left(500^2 - 6 \cdot 10^4 \cdot \frac{8,32}{80^2} \right) \\ &= 4873,12 \text{ Вт} \quad (30) \end{aligned}$$

Мощность ротора в момент пуска найдем по формуле:

$$\begin{aligned} N_{\text{пуск}} &= 7 \cdot 10^{-13} \cdot M \cdot R^2 \cdot n^2 = 7 \cdot 10^{-13} \cdot 3645 \cdot 500^2 \cdot 80^2 \\ &= 4,0824 \text{ кВт} \quad (31) \end{aligned}$$

Суммарная мощность, необходимая для вращения роторной мешалки находится по формуле:

$$N = N_1 + N_{\text{пуск}} = 0,0000098 + 4,0824 = 4,0824 \approx 4,5 \text{ кВт} \quad (32)$$

3.4 Расчет внедряемого сепаратора

В качестве сепаратора предлагается взять высокопроизводительный циклон типа ЦН-24. Они могут работать без загрязнения при высоких нагрузках и повышенной температуре. Исходные данные для расчета сепаратора отображены в таблице 14.

Таблица 14 – исходные данные для расчета сепаратора

Параметр	Буквенное обозначение	Исходные данные
Объемный расход паров, м ³ /с	Q	18,63
Плотность пара, кг/м ³	$\rho_{п}$	0,292
Диаметр капель, мкм	d_m	30
Стандартное отклонение функции распределения порционных коэф. очистки	$lg\delta_4$	0,652
Плотность капель жидкой фазы, кг/м ³	ρ_k	1250
Концентрация жидкой фазы в отходящих парах, г/м ³	$C_{вх}$	20
Степень очистки паров капролактама	η	0,9

Исходя из заданного размера капель ($d_m = 30$ мкм), выбираем сепаратор, который улавливает капли размером $d_{50}^T = 8,5$ мкм.

$\omega_{оп}$ – скорость движения вещества в циклоне, м/с,

$$\omega_{оп} = 4,5 \text{ м/с,}$$

d_{50}^T – диаметр частиц, освящаемых с эффективностью в 50%, мкм,

$$d_{50}^T = 8,5 \text{ мкм,}$$

$lg\delta_{\eta}^T$ – стандартное отклонение функции распределения порциальных коэффициентов очистки,

$$lg\delta_{\eta}^T = 0,308.$$

Определяем диаметр сепаратора по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \omega_{оп}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 18,63}{3,14 \cdot 4,5}} = \sqrt{\frac{74,52}{14,13}} = \sqrt{5,27} = 2,29 \text{ м (33)}$$

Из источника [5] выбираем ближайшее значение типового диаметра $D_{ц}=2,2$ м

$$\omega_p = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D_{ц}^2} = \frac{4 \cdot 18,63}{3,14 \cdot 4,84} = \frac{74,52}{15,2} = 4,9 \frac{\text{м}}{\text{с}} \quad (34)$$

Действительная скорость в сепараторе не должна отклоняться от оптимальной более, чем на 15%

$$100 \cdot \left| \frac{\omega_p - \omega_{оп}}{\omega_{оп}} \right| = 100 \cdot \left| \frac{4,9 - 4,5}{4,5} \right| = 100 \cdot 0,09 = 9 \leq 15\% \quad (35)$$

Исходя из расчета видим, что действительная скорость не превышает оптимальную более, чем на 15%

Найдем диаметр улавливаемых капель с эффективностью 50% (d_{50}) при рабочих условиях по формуле:

$$\begin{aligned} d_{50} &= d_{50}^T \cdot \sqrt{\frac{D_{ц} \cdot \rho_{ч} \cdot \mu}{D_T \cdot \rho_{чТ} \cdot \mu_T} \cdot \frac{\omega_T}{\omega_p}} = 8,5 \sqrt{\frac{2,2 \cdot 1930 \cdot 17,3 \cdot 10^{-6} \cdot 3,5}{0,6 \cdot 1250 \cdot 22,2 \cdot 10^{-6} \cdot 4,9}} \\ &= 8,5 \cdot \sqrt{3,66 \cdot 1,54 \cdot 0,78 \cdot 0,71} = 8,5 \cdot \sqrt{3,12} = 8,5 \cdot 1,77 \\ &= 15,05 \text{ мкм} \quad (36) \end{aligned}$$

$$d_{50} = 15,05 \text{ мкм} < d_M = 30 \text{ мкм}$$

Полученное значение меньше заданного. Условие выполняется.

Находим значение параметра X по формуле:

$$X = \frac{\lg\left(\frac{d_m}{d_{50}}\right)}{\sqrt{\lg^2 \delta_{\eta}^T + \lg^2 \delta_{\chi}}} = \frac{\lg\left(\frac{30}{15,05}\right)}{\sqrt{0,308 + 0,652}} = \frac{0,264}{0,98} = 0,3 \quad (37)$$

Находим значение нормальной функции распределения $\Phi(X)$.

$\Phi(X)$ – полный коэффициент уноса капель, выраженный в долях.

$$\Phi(X) = 0,3762 \cdot X + 0,5 = 0,3762 \cdot 0,3 + 0,5 = 0,613$$

Из расчетов видно, что условие выполняется.

Эффективность уноса капель в сепараторе определяется по формуле:

$$\eta = \frac{1 + \Phi(X)}{2} = \frac{1 + 0,613}{2} = 0,8065 > 0,8 \quad (38)$$

Полученное значение больше заданного. Условие выполняется.

Определим коэффициент гидравлического сопротивления сепаратора по формуле:

$$\varepsilon = K_1 \cdot K_2 \cdot \varepsilon_{500} = 1 \cdot 0,93 \cdot 75 = 69,75 \quad (39)$$

где,

K_1 – поправочный коэффициент на диаметр циклона

K_2 – поправочный коэффициент на капельный унос

ε_{500} – коэффициент гидравлического сопротивления одиночного сепаратора диаметром 500мм

Вычислим гидравлическое сопротивление сепаратора по формуле:

$$\Delta P = \varepsilon \cdot \frac{\rho \cdot \omega_p^2}{2} = 69,75 \cdot \frac{0,292 \cdot 4,9^2}{2} = 244,51 \text{ Па} \quad (40)$$

Находим концентрацию капель на выходе из сепаратора по формуле:

$$C_{\text{ВЫХ}} = C_{\text{ВХ}} \cdot (1 - \eta) = 20 \cdot (1 - 0,9) = 2 \frac{\text{г}}{\text{м}^3} \quad (41)$$

Заключение

Проведенный анализ показал, что на сегодняшнее время имеется проблема в качестве выпускаемого капролактама. На рынке капролактама огромная конкуренция, поэтому для того, чтобы улучшить свойства и характеристики выпускаемого продукта предлагается следующее решение:

Модернизация технологической схемы производства капролактама на площадке ПАО «КуйбышевАзот». Для увеличения эффективности работы установки дистилляции капролактама предлагается в роторный тонкопленочный испаритель установить центробежный сепаратор.

Центробежный сепаратор может работать без загрязнения при высоких нагрузках и повышенной температуре. Внедрение сепаратора уменьшит капельный унос, что приведет к уменьшению количества остатков смеси после процесса дистилляции, обеспечит удаление влаги из готового продукта, увеличит производительность установки.

Результатом работы является увеличение выхода готового продукта на 60% благодаря установке сепаратора. Достигнуто уменьшение капельного уноса, что ведет к уменьшению количества остатков смеси после процесса дистилляции, улучшены показатели готового продукта.

В работе так же представлены основные физико-химические основы процесса производства капролактама, особое внимание уделено стадии дистилляции капролактама, приведены механизмы образования побочных продуктов и примесей входящий в состав конечного продукта.

Рассмотрены свойства и технические параметры сырья и готового продукта.

Были выполнены следующие технологические расчеты:

- материальный баланс
- тепловой баланс
- конструкционный расчет роторно-пленочного испарителя и сепаратора.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Айштейн, В.Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии/ В.Г. Айштейн, М.К. Захаров, [и д.р.]/под редакцией В.Г. Айштейн – М.: Логос; Высшая школа,2002. – 872 с.
2. Бадриан, А.С. Производство капролактама/А.С. Бадриан, Ф.Г. Кокоулин, [и д.р.] / под редакцией В.И. Овчиников, В.Р. Ручинский – м.:Химия, 1977. – 264 с.
3. Борисов, Г.С. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Г.С. Борисов, В.П. Брыков [и д.р.] / под редакцией Ю.И.Дытнерского, 2-е издание, перераб. и дополн. – М.: Химия,1991. – 496 с.
4. Буданов В. В.Химическая кинетика [Электронный ресурс] : учеб. пособие для вузов / В. В. Буданов, Т. Н. Ломова, В. В. Рыбкин. - Санкт-Петербург : Лань, 2014. - 283 с.
5. Выбор и расчет средств очистки газов: Методические указания для практических работ по дисциплине "Экология" /НГТУ; Сост. А.Б. Елькин, О.В. Маслеева. Н.Новгород, 2005, 11с.
6. Ганков Н.П., Ненов Д.П., Раденков Ф.Д. Зависимость получаемого поликапроамида от качества капролактама. // Журнал прикладной химии. 2005, т. 78, вып. 10, - 1750-1752 с.
7. Грошева Л.П. / Теоретические основы химической технологии. Методическое пособие. Новгородский государственный университет, 2007. - 19 с.
8. ГОСТ 26743.6-85 Капролактамы. Метод определения циклогексаноноксида.
9. ГОСТ 26743.3-91 Капролактамы для промышленного использования
10. Дытнерский, Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебное пособие /под редакцией Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991.– 497с.

11. Карасева С.Я., Красных Е.Л., Леванова С.В. и др. К вопросу о качестве капролактама и полиамида // Российский химический журнал. 2006. Т. L. № 3. С. 54-58.
12. Кнунянц, Л.И. Современные методы синтеза мономеров для гетероцепных волокнообразующих полимеров / Л.И. Кнунянц: М.-ВИНИТИ, 1961.-183 с.
13. Кулезнев В.Н. Химия и физика полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / В. Н. Кулезнев, В. А. Шершнев. - Изд. 3-е, испр. - Санкт-Петербург : Лань, 2014. - 367 с.
14. Мизеровский Л.Н., Пайкачев Ю.С., Шоличев Н.В. О влиянии качества капролактама на кинетику его полимеризации и свойства получаемого полимера // Известия Вузов. Химия и химическая технология. 1973. Т. 16. № 7. - 1091-1094 с.
15. Мищенко, К.П.Краткий справочник физико-химических величин / и А.А.Равдель; под ред.К.П.Мищенко, Л.: Химия, 1974, - 200 с.
16. Овчинников В.И., Ручинский В.П. Производство капролактама. М.: Химия, 1977, 264 с.
17. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов/К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков.- 10-е изд., пер. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 587 с.
18. Технологический регламент цеха №24, ПАО «КуйбышевАзот», Тольятти, 2020.
19. Технологический регламент цеха №37, ПАО «КуйбышевАзот», Тольятти, 2020.
20. Роговин, З.А. Основы химии и технологии химических волокон / З.А. Роговин.изд. 4 - ое, т. 2.-М.: Химия, 1974.-354 с.
21. «Краткий справочник физико-химических величин» под редакцией К.П. Мищенко и А.А. Равделя, Л.: Химия, 1974 г. – 200 с.

22. «Polyamides (Caprolactam)» in ECT 3rd ed., W. B. Fisher and L. Crescentini, Allied Corp.: in ECT 4th ed., by William B. Fisher and L. Crescentini, AlliedSignal, Inc.; posted on-line Dec. 4, 2010. – 89 c.

23. Meng X, Mu X, Zong B, Min E, Zhu Z, Fu S, et al.. Purification of caprolactam in magnetically stabilized bed reactor. Catal Today 2003, P. 79–80.

24. Zong B, Zhang X, Qiao M. Integration of methanation into the hydrogenation process of benzoic acid. AIChE J 2009;55(1):192–7

25. Cheng S, Min E, Wu W, Sun B, Zhang S, Wang E, inventors; China Patent Agent (Hong Kong) Co., Ltd., assignee. A method of cyclohexanone oxime's gas phase rearrangement to caprolactam. China patent CN 100497316. 2003, Nov 28.

26. W. B. Fisher: Caprolactam, “Kirk Othmer Encyclopedia of Chemical Technology”, 5th edition, John Wiley & Sons, Hoboken, NJ, online DOI: 10.1002/0471238961.0301161806091908.a01.

27. Патент № 2114826 РФ. Способы очистки капролактама

28. Патент № 2125556 РФ. Способ синтеза капролактама

29. Патент № 2201920 РФ. Способы очистки капролактама

30. Патент № 2317977 РФ. Установки производства капролактама

31. Патент № 2366651 РФ. Управление производством капролактама

32. Патент № 2476425 РФ. Выпарка примесей из капролактама