

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
Тольяттинский государственный университет

**ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ**

(институт, факультет)

Рациональное природопользование и ресурсосбережение

(кафедра)

18.03.02 «Энерго – и ресурсосберегающие процессы в химической

технологии, нефтехимии и биотехнологии»

(код и наименование направления подготовки, специальности)

**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

на тему: **Совершенствование процесса осушки циклогексаноноксима**

**в производстве капролактама на ОАО «КуйбышевАзот»**

Студент(ка)	<u>Г.Г. Щетинкин</u> (И.О. Фамилия)	_____	(личная подпись)
Руководитель	<u>М.В. Кравцова</u> (И.О. Фамилия)	_____	(личная подпись)
Консультанты	_____	_____	(личная подпись)

**Допустить к защите**

Заведующий кафедрой к.п.н., доцент М.В. Кравцова

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

\_\_\_\_\_

(личная подпись)

« \_\_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 2016г.

Тольятти, 2016

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

**ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ**

**Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»**

УТВЕРЖДАЮ

заведующий кафедрой «РПиР»

\_\_\_\_\_ М.В. Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

«\_\_\_\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

**ЗАДАНИЕ**

**на бакалаврскую работу**

Студент: Щетинкин Григорий Григорьевич

1. Тема: **Совершенствование процесса осушки циклогексаноноксима в производстве капролактама на ОАО «КуйбышевАзот»**

2. Срок сдачи студентом законченной выпускной квалификационной работы  
1 июня 2016г

3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе:

3.1 Производственная мощность по целевому продукту 95000 т/год. Содержание влаги до осушки 4,5%

4. Содержание выпускной квалификационной работы:

Введение

4.1 Теоретический анализ проблемы исследования

4.2 Расчет материального и теплового баланса

4.3 Расчет конденсатора и абсорбера

4.4 Расчет экономической эффективности работы

Заключение

5. Дата выдачи задания 16 марта 2016г

Руководитель бакалаврской работы

\_\_\_\_\_

(подпись)

М.В. Кравцова

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

\_\_\_\_\_

(подпись)

Г.Г. Щетинкин

(И.О. Фамилия)

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

**ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ**

**Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»**

УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой «РПиР»

\_\_\_\_\_ М.В. Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

«\_\_\_\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН  
бакалаврской работы**

Студента: Щетинкина Григория Григорьевича

по теме: **Совершенствование процесса осушки циклогексаноноксима в  
производстве капролактама на ОАО «КуйбышевАзот»**

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	01.02.2016	12.02.2016		
Теоретический анализ проблемы исследования	15.02.2016	1.03.2016		
Расчет материального и теплового баланса	10.03.2016	30.03.2016		
Расчет конденсатора и абсорбера	02.04.2016	30.04.2016		
Расчет экономической эффективности работы	02.05.2016	30.05.2016		
Заключение	2.06.2016	02.06.2016		

Руководитель бакалаврской работы \_\_\_\_\_

(подпись)

М.В. Кравцова

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению \_\_\_\_\_

(подпись)

Г.Г. Щетинкин

(И.О. Фамилия)

## АННОТАЦИЯ

**Бакалаврскую работу выполнил:** Щетинкин Г.Г.

**Тема бакалаврской работы:** Совершенствование процесса осушки циклогексаноноксима в производстве капролактама на ОАО «КуйбышевАзот»

**Научный руководитель:** Кравцова М.В.

Бакалаврская работа изложена на 81 листе, включает 17 таблиц, 69 литературных источника.

**Цель бакалаврской работы:** повышение производительности предприятия и улучшение качества продукции на производстве капролактама.

**Для достижения данной цели необходимо решить следующие задачи:**

1. Провести теоретический анализ проблемы исследования.
2. Усовершенствовать процесс осушки циклогексаноноксима в производстве капролактама на ОАО «КуйбышевАзот».
3. Провести оценку экономической эффективности реализации проекта.

**Актуальность данной темы:** определена необходимостью увеличения объемов производства, улучшения качества и уменьшение стоимости готовой продукции, за счет совершенствование процесса осушки циклогексаноноксима в производстве капролактама.

В данной работе исследовалась технологическая схема получения капролактама, схема осушки и удаления оксима из азота. Бакалаврская работа состоит из введения, двух глав, заключения и списка использованных источников.

Во введении обоснована актуальность выбранной темы, сформулированы цель и задачи исследования.

Первая глава посвящена исследованию теоретических вопросов, в ней исследовали получение циклогексаноноксима, конструктивные решения и устройства по улучшению производства капролактама на ОАО «КуйбышевАзот». Во второй главе проведен анализ по совершенствованию процесса осушки, проведен экономический расчет эффективности предлагаемой технологии по совершенствованию процесса осушки.

Заключение содержит основные выводы и предложения, направленные на повышение эффективности производственного процесса.

## СОДЕРЖАНИЕ

	Введение	8
<b>ГЛАВА 1. Теоретический анализ проблемы исследования</b>		<b>11</b>
1.1	Способ получения циклогексаноноксима	11
1.2	Осушка сульфатом аммония	36
1.3	Осушка азотом	40
<b>ГЛАВА 2. Совершенствование процесса осушки циклогексаноноксима в производстве капролактама на ОАО «КуйбышевАзот»</b>		<b>45</b>
2.1	Расчет материального баланса	45
2.1.1	Расчет производительности по циклогексаноноксиму	45
2.1.2	Расчет материальных потоков	46
2.2	Расчет теплового баланса	48
2.2.1	Расчет количества теплоты, поступающей в реактор	48
2.2.2	Расчет тепловых потерь	48
2.2.3	Тепловой поток на выходе из реактора	49
2.2.4	Количество тепла, которое необходимо отвести	49
2.2.5	Расход оборотной воды	49
2.2.6	Сводный тепловой баланс	50
2.3	Расчет конденсатора	50
2.3.1	Расчет на прочность днища	50
2.3.2	Расчет на прочность обечайки	51
2.3.3	Расчет укрепления отверстия в обечайке	53
2.3.4	Расчет плоской крышки	56
2.4	Расчет адсорбера	57
2.4.1	Расчет расхода газа, необходимого для выпаривания	57
2.4.2	Расчет скорости газа и диаметр абсорбера	58
2.4.3	Расчет плотности орошения и активной поверхности насадки	60
2.5	Расчет экономической эффективности работы	63
2.5.1	Расчет затрат на сырье	63

2.5.2	Расчет фонда оплаты труда и начислений	64
2.5.3	Расчет затрат на амортизацию	66
2.5.4	Расчет общехозяйственных и общезаводских расходов	66
2.5.5	Расчет себестоимости продукции	68
2.6	Оценка экономической эффективности реализации проекта	69
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ	71
	СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	72
	ПРИЛОЖЕНИЕ	76

## ВВЕДЕНИЕ

Циклогексаноноксим — азотистый производный кетона: циклогексанона. Формула:  $C_6H_{10}NOH$ , молекулярная масса равна 113, температура кипения  $t_{кип} = 209,8^{\circ}C$ , растворимость в воде 1,3 %.

В концентрации  $1700 \text{ мг/дм}^3$  он сообщает воде водоемов запах в 1 балл, сохраняющийся долгое время. Циклогексаноноксим является слабым наркотиком, нарушает структуру гемоглобина. ПДК  $10 \text{ мг/м}^3$ . Обладает характерными для оксимов химическими свойствами. Циклогексаноноксим является промежуточным продуктом в синтезе капролактама, а также применяется в органическом синтезе [1].

После используемой в промышленности осушки циклогексаноноксима сульфатом аммония, предлагается метод осушения подогретым азотом. Предполагается осуществить процесс таким образом, чтобы количество влаги перед перегруппировкой было минимальным. Это позволит осуществить изомеризацию циклогексаноноксима не с 30% олеумом, а с меньшей концентрацией. Предполагается циркуляция азота в системе по кругу с минимальными потерями в окружающую среду. Капролактама — более кристаллическое вещество с температурой плавления  $69,2^{\circ}C$  был синтезирован химиком О. Валахом в 1899 году из пимелиновой кислоты. На протяжении последующих десятилетий соединение представляло интерес исключительно для лабораторных исследований и не имело никакого практического значения. Отношение к капролактаму изменилось после того, как в 1938 году немецкий химик П. Шлак провел его полимеризацию и установил, что из расплава полимера (поликапроамида) можно получить застывающие при охлаждении гибкие нити, которые вытягиваются до толщины, составляющей доли миллиметра. Тем самым было найдено новое исходное вещество для получения полиамидных волокон, впервые синтезированных химиком У. Карозерсом в 1935 году на основе АГ- соли — производного адипиновой кислоты и гексаметилендимина.

Наряду с немецкими химиками, работы которых не были известны за

пределами Германии, исследования по синтезу поликапроамида и формированию волокна проводились в Советском Союзе И.Л. Кнунянцем, З.А. Роговиным, Ю.А. Ромашевской и Э.В. Хаитом. В Чехословакии подобные работы были выполнены О. Вихтерле. Полиамидное волокно на основе капролактама имеет различные, фирменные названия — найлон 6, перлон, силон, додерон, грилон и т.д. В данной работе использовано понятие принятое в России названное — *капрон* [2].

Технология производства синтеза капролактама разработана в Германии, было организовано промышленное производство мощностью 3,5 тыс./т. в год используемого фенола, который использовали в качестве исходного сырья. Получение полиамидного волокна из капролактама с подвигло к поиску производства и промышленных способов его получения. Первые партии полиамида из капролактама применяли для получения искусственной щетины. В дальнейшем на основе капролактама производили парашютный шёлк, корд для авиационных шин и буксировочные тросы.

В г.о. Тольятти производство капролактама организовано в 1974 году на заводе «КуйбышевАзот». Пробная партия капролактама была выдана 5 июля 1974 году, в августе капролактама «пошёл» промышленно, а в сентябре капролактама был синтезирован по полной технологической схеме на собственном полимере.

Производство капролактама на «КуйбышевАзоте» создавалось в две очереди. Первая очередь, в состав которой вошли цеха № № 18, 22, 23, и 24, была создана по совместному проекту российских проектировщиков из ГИАП и восточно-германской фирмы «Хемия Анлагенбау». Вторая очередь по аналогичному проекту была введена в 1990 году, в его состав вошли цеха №№ 35, 36, 37 и 38.

В 1995 году на первой и второй очередях производства были пущены установки ионообменной очистки, которые гарантируют высшее качество кристаллического капролактама. Российский капролактама сразу составил конкуренцию известным европейским фирмам, лидирующим в его

производстве. Объемы производства капролактама на «КуйбышевАзот» постоянно наращиваются, а качество технологии и конечного продукта неуклонно совершенствуются.

***На заводе ведутся систематические технические и технологические работы по увеличению объемов, улучшению качества и уменьшению стоимости капролактама. Большое значение при проведении этих работ имеет состояние оборудования.***

Наряду с качественной и бережной эксплуатацией оборудования, его своевременными ремонтами, в том числе профилактическими, проблема оборудования решается с помощью модернизации. Постоянно ведется поиск новых технических решений по модернизации основного и вспомогательного технологического оборудования [3].

***Целью бакалаврской работы является*** повышение производительности предприятия и улучшение качества продукции на производстве капролактама.

***Задачи работы:***

1. Провести теоретический анализ проблемы исследования.
2. Усовершенствовать процесс осушки циклогексаноноксима в производстве капролактама на ОАО «КуйбышевАзот».
3. Провести оценку экономической эффективности реализации проекта.

## ГЛАВА 1. Теоретический анализ проблемы исследования

### 1.1 Способ получения циклогексаноноксима

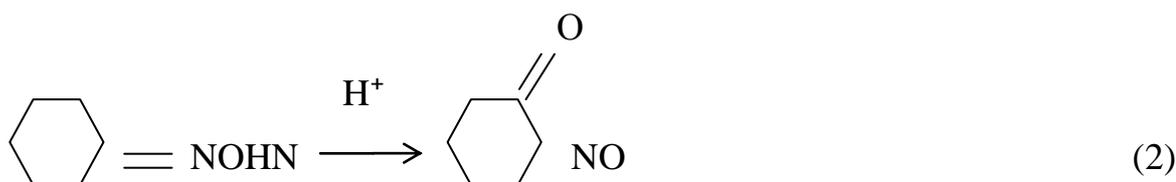
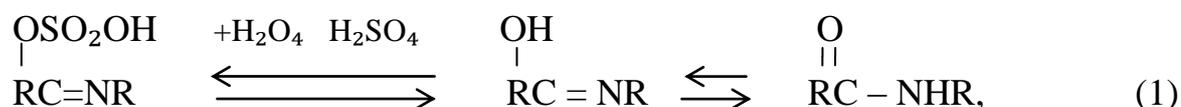
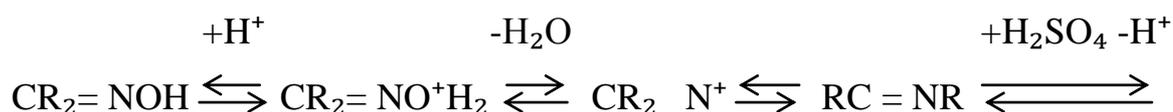
По Нейлону и Андерсену циклогексаноноксим можно получить с хорошим выходом фотохимической реакцией хлористого нитрозила с циклогексаном под действием ультрафиолетового света, если проводить процесс при низкой температуре ( $-30^{\circ}\text{C}$ ) и вводить  $\text{NOCl}$  очень медленно. Они предложили схему реакции для объяснения образования оксима (он образуется в результате перегруппировки нитрозоциклогексана) и важнейших промежуточных продуктов реакции. Важно, чтобы циклогексан был чистым; использовавшийся в этой работе углеводород имел  $T_{\text{кип}} = 80^{\circ}\text{C}$ ,  $n_D = 1.4260$ . Хлористый нитрозил был получен разгонкой технического продукта и имел  $T_{\text{кип}} = -4^{\circ}\text{C}$ . В данной реакции используют различные реакционные сосуды и источники ультрафиолетового света. Реакцию проводят при низкой температуре (от  $-30$  до  $0^{\circ}\text{C}$ ). Циклогексан вводят медленно и непрерывно, защищая  $\text{NOCl}$  от действия ультрафиолетового света. Солянокислый циклогексаноноксим выпадает в виде кристаллов с  $T_{\text{пл}} = 70-88^{\circ}\text{C}$ . Для перевода в свободный оксим из полученной хлористоводородной соли готовят суспензию в кипящем безводном эфире (8 г на 100 мл) и пропускают в течение нескольких часов через сухой аммиак. Затем отфильтровывают  $\text{NH}_4\text{Cl}$  и получают из раствора оксим, который после перекристаллизации имеет  $T_{\text{пл}} = 88^{\circ}\text{C}$ . Выход не менее 71%.

В конической колбе небольшого размера в 30 мл воды растворяют 7 г солянокислого гидроксилamina и 10 г кристаллического ацетата натрия (или соответствующее количество безводной соли). К полученному раствору добавляют порциями по 1,5 мл в течение 5 минут, далее добавляют 7 г (7,5 мл, 0,07 моля) циклогексанона. Встряхиваем колбу, если она становится слишком горячей, то охлаждаем в бане с холодной водой. Когда саморазогревание прекратится, колбу плотно закрывают пробкой и интенсивно встряхивают в течение 3 минут. Реакционную смесь охлаждаем холодной водой. Выпавший в осадок оксим циклогексанона отстаивают, промывают не большим

количеством холодной воды, тщательно отжимают и высушивают на фильтрованной бумаге. Выход продукта ~ 5 г (75 % от теоретически возможного)  $T_{пл.} = 88-89^{\circ}\text{C}$  [4].

**Перегруппировка Бекмана.** Бекмановская перегруппировка оксимов в замещенные амиды кислот осуществляется в присутствии сильных минеральных кислот, из которых наибольшее применение нашел олеум.

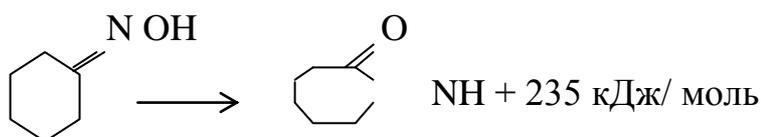
Механизм перегруппировки ионный, состоит в промежуточном образовании катиона с положительным зарядом на атоме азота к которому мигрирует алкильная группа (1); в случае циклоалканов такая же перегруппировка их оксимов ведет к лактамам, например, к образованию капролактама из оксима циклогексаноноксиима (2):



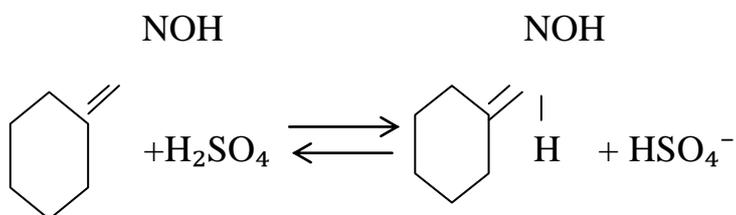
Реакция сильно экзотермична ( $-\Delta H^{\circ} = 235$  кДж/ моль), а ее скорость растет с повышением температуры. С кислотами, содержащими воду, происходит нежелательный гидролиз оксимов в кетоны и лактамов в аминокислоты. При этом воду (4-5%) вводят в смесь с сырым оксимом; это требует применения 20% в таком количестве, чтобы обеспечить в перегруппированном продукте содержание избыточного  $\text{SO}_3$  около 1,5 %. Перегруппировку ведут при  $125^{\circ}\text{C}$ , когда процесс протекает очень быстро и может сопровождаться выбросами реакционной смеси. Во избежание этого, реакцию прово-

дят в проточно-реакционной системе с интенсивным перемешиванием и охлаждением смеси.

В основе процесса переработки циклогексаноноксима в капролактама лежит реакция превращения оксимов амиды кислот. Процесс протекает с образованием лактамов и представляет сегодня основной метод их получения. Бекмановская перегруппировка циклогексаноноксима в течение последних тридцати лет является основным промышленным методом получения капролактама:

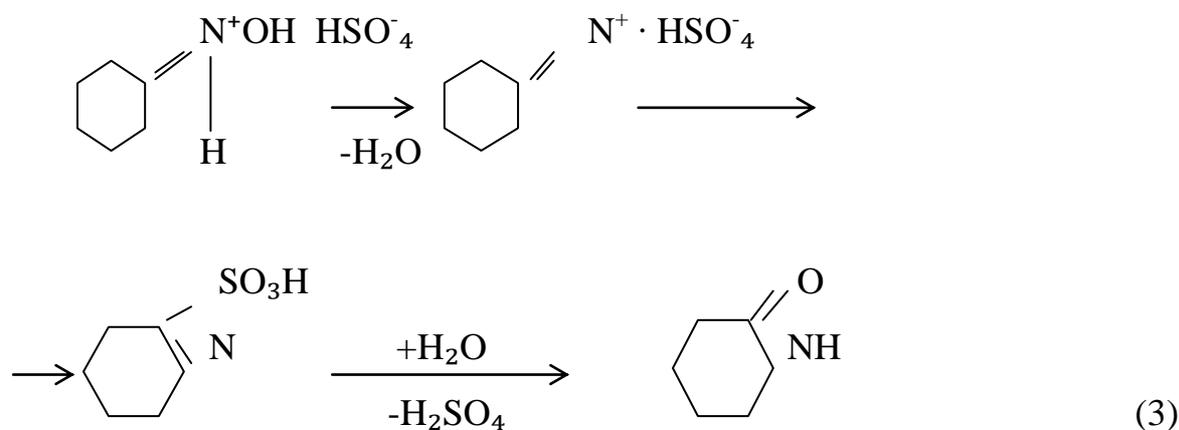


Этот процесс находит применение как промышленный метод получения высших лактамов, в частности лактама-12-додекалактама. Исследование реакции бекмановской перегруппировки проводилось на протяжении последних девяноста лет. Бекмановская перегруппировка протекает под действием различных изомеризирующих агентов. Так, описан технический метод проведения этой реакции в буферной системе, состоящей из смеси капролактама и олеума. Для предотвращения взрыва в ходе реакции, протекающей в этих условиях с большой скоростью, реакция проводится при интенсивном охлаждении. Лучшие результаты получаются при непрерывном проведении процесса. Первой стадией процесса является образование протонированной формы циклогексаноноксима:

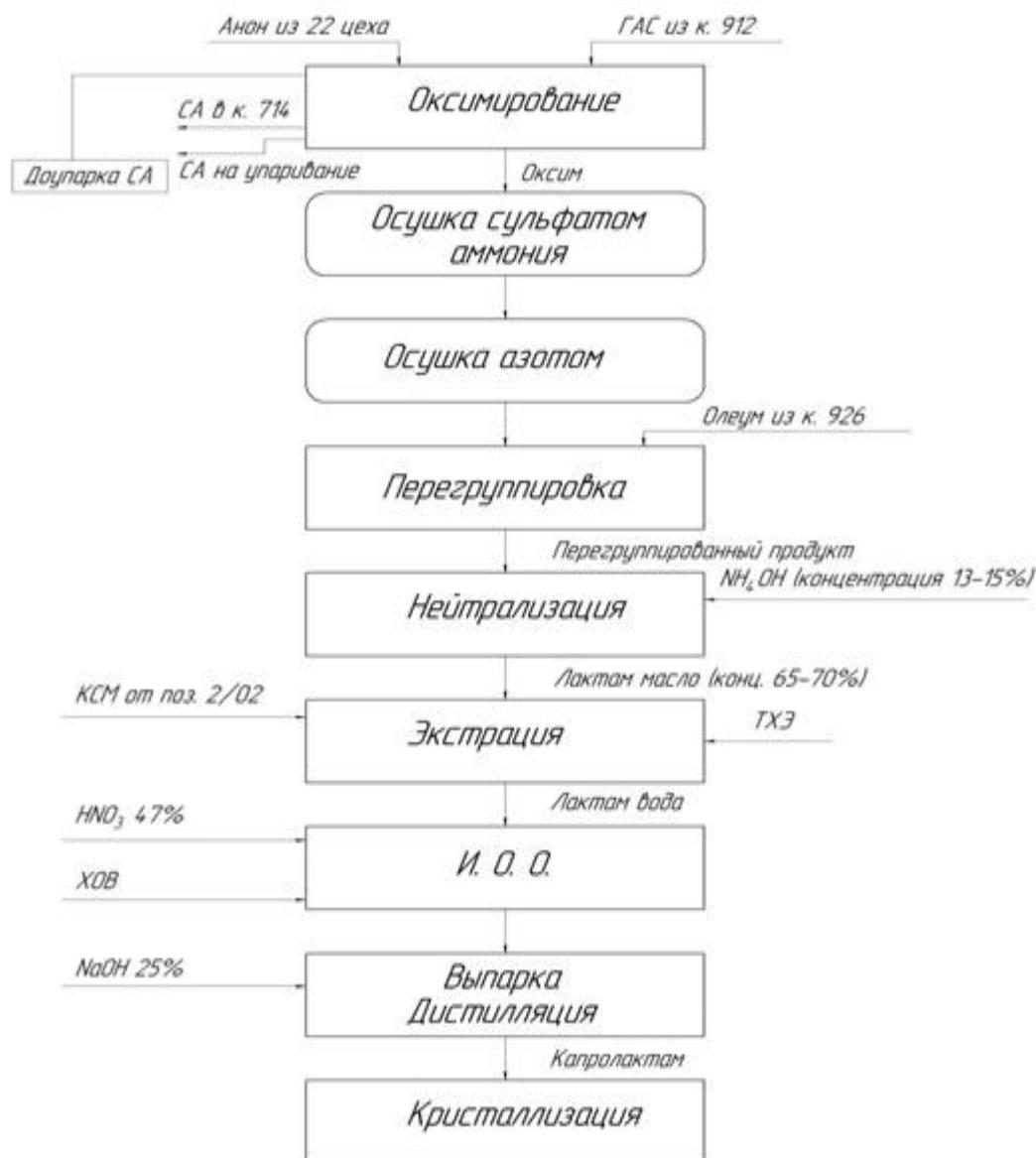


Нежелательной реакцией, свойственной оксимами в присутствии кислот и щелочей, является их гидролиз. По мере повышения кислотности скорость гидролиза вначале возрастает, а затем при дальнейшем повышении, падает

(3). Максимальная константа скорости гидролиза циклогексаноноксима достигается при концентрации серной кислоты  $1,39 \times 10^{-3} - 5,2 \times 10^{-3}$  М.



Последующее снижение константы скорости реакции гидролиза объясняется переходом протонированной формы циклогексаноноксима в неакционноспособную ионную пару. В 2,5%-ной серной кислоте циклогексаноноксим уже практически полностью находится в виде ионных пар. Однако в более концентрированных растворах из-за изменения коэффициентов активности происходит их диссоциация с образованием протонированного циклогексаноноксима. Таким образом, в олеуме циклогексаноноксим находится в трех равновесных формах: неионизированной, протонированной и в виде ионной пары. Ионная пара подвергается дегидролизу и результате дальнейшей внутримолекулярной перестройки образуется эфир, который гидролизуется с получением капролактама и серной кислоты [5]. Блок-схема технологического процесса получения капролактама представлена на рисунке 1.



**Рисунок 1 - Блок-схема получения капролактама**

**Общая характеристика примесей, присутствующих в капролактаме.** Важным критерием качества капролактама является так же его стабильность, т. е. постоянство показателей во времени. Стабильность капролактама связана с присутствующими в нем примесями. При хранении или транспортировке капролактама они могут вступать в разные химические реакции, что и приводит к изменению показателей.

Некоторые из промежуточных продуктов синтеза капролактама могут попадать в конечный продукт.

Хроматографическими, спектральными и другими методами в капролактаме определено большое количество разных продуктов. В капролактаме, при получении по окислительной схеме, помимо полупродуктов его синтеза (циклогексанона, циклогексанола, циклогексанонксима) спектральным методом был обнаружен октагидрофеназин. При этом показано, что в капролактаме, с высокими показателями, особенно с высоким перманганатным числом, обычно этой примеси не содержится. И наоборот, в капролактаме с низким перманганатным числом содержание октагидрофеназина составляет  $(3-4) \cdot 10^{-4}\%$ .

В капролактаме, окислительного происхождения идентифицирована так же примесь 0-сульфан-2-окси-1,1-дифенил-2-сульфоновой кислоты. Было также показано, что при попадании эфиров в циклогексанон в производимом из него капролактаме содержится повышенное количество оснований.

Амины могут образовываться также из алифатических кетонов, присутствующих, но в незначительных количествах в спиртовой фракции. В частности примесь гентанона-2, попавшая в оксидат, весьма трудно отделить от циклогексанона, и на стадии оксимирования она может давать соответствующий оксим, а на стадии перегруппировки - амид.

Последний при дистилляции капролактама гидролизуеться до метиламида, либо до Н-амиламина.

Капролактамы относятся к числу термически нестойких продуктов. При повышенных температурах капролактамы взаимодействуют с кислородом, образуя гидроперекисное соединение, которое под влиянием ионов железа или кобальта превращается в адинамид, наконец, при взаимодействии со щелочью, адинамид превращается в адинат натрия с выделением аммиака.

Возможность протекания таких реакций диктует жесткие условия для хранения и перевозки капролактама. Как правило, капролактамы хранятся и транспортируются в расплавленном виде под «азотной подушкой» с содержанием в ней кислорода не более  $50 \text{ млн}^{-1}$ .

Распространение основных технологических методов капролактама

продолжим очисткой ионообменными смолами.

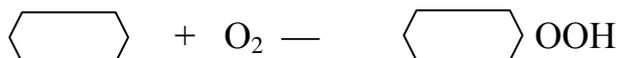
**Механизм и кинетика окисления.** В основе реакции окисления углеводородов молекулярным кислородом лежит так называемая перекисная теория, сформулированная А.Н. Бахом и Энглером. Согласно этой теории кислород присоединяется к окисляемому соединению в виде молекулы  $O_2$ , так что при окислении не происходит диссоциации молекул кислорода  $O_2$ . Как предположил А. Н. Бах, в условиях окисления молекула кислорода переходит из стабильного состояния  $O=O$  в активное  $-O-O-$ . Активированная молекула кислорода, согласно Баху, присоединяется к молекуле органического соединения (обозначим ее Р-Н) с образованием соединения перекисного типа, содержащего группу Р-О-О-.

Позднее такой механизм был подтвержден в многочисленных работах по окислению молекулярным кислородом [2].

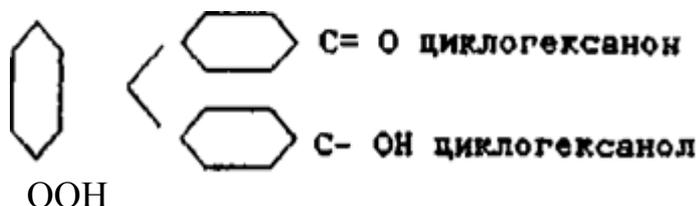
Активированная молекула кислорода присоединяется к молекуле органического соединения с образованием гидроперекисей типа  $-P-O-O-P-$  требующей подвода очень большого количества энергии (490 кДж/моль).

Для этих гидроперекисей характерна нестабильность, вследствие чего они в процессе окисления могут претерпевать многочисленные превращения.

В качестве первичных продуктов окисления по радикально-цепному механизму образуются перекиси, главным образом перекись циклогексила:



Эта перекись нестойкая при температуре реакция разлагается с образованием циклогексанона, а также побочных продуктов [2]:



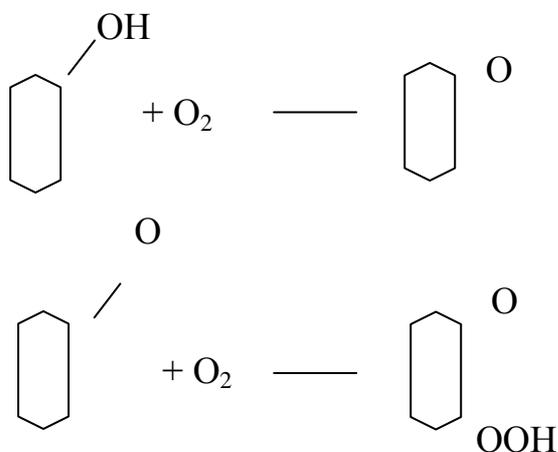
Основные закономерности процесса окисления молекулярным кислородом не могут быть объяснены на основе представлений о молекулярном и ионном механизме. Непосредственная реакция между кислородом и органическим соединением (молекулярный механизм) требует разрыва очень прочных связей (энергия связи С-Н в углеводородах составляет в зависимости от строения 314-419 кДж/моль), а ионный механизм процесса невозможен вследствие малой полярности органических соединений (в особенности углеводов). Поэтому современные представления о механизме процессов окисления тесно связаны с теорией цепных реакций. В основе цепной теории лежит представление о свободных радикалах и их превращениях.

Свободные радикалы отличаются от молекул наличием не спаренных электронов. При окислении углеводов молекула кислорода присоединяется к радикалу R, образовавшемуся из углеводорода RH. Образование свободных радикалов из молекул требует значительной затраты энергии, поэтому такие процессы с заметной скоростью могут протекать лишь при 300-400°С. Взаимодействие свободного радикала с молекулой приводит к образованию новой молекулы и нового радикала, способного вновь реагировать с молекулой. Процессы, в которых молекулы исходного вещества реагируют со свободными радикалами, образуя (за одну или несколько стадий) молекулу конечного вещества и новый свободный радикал, способный вновь вступить в реакцию с исходной молекулой, называют радикально-цепными.

Основными этапами цепной реакции являются зарождение цепи (образование начальных свободных радикалов), продолжение цепи и обрыв цепи. Зарождение цепи может происходить в результате внешних воздействий на систему, например при добавлении веществ, легко разлагающихся на свободные радикалы, таких, как перекись бензоила или бисазодиизобутиронитрил, воздействие ультрафиолетового или радиоактивного излучения и др. Однако цепь может зарождаться и без таких воздействий.

Ускорению реакции способствует катализатор. При дальнейшем окислении первичных продуктов происходит разрыв углеводородного кольца, что

ведет к образованию кислот: адипиновой, оксикапроновой, масляной, вальериановой, уксусной и наряду с ними - двуокиси углерода и воды. Как правило, имеют реакции декарбоксилирования и декарбонилирования.



Образующиеся кислоты реагируют с циклогексанолами или низшими спиртами, которые также получают в процессе окисления циклогексана (бутанол, пентанол и др.) с образованием сложных эфиров: скорость образования эфиров меняется в зависимости от длины цепи и концентрации реагентов. Некоторые примеси в циклогексане и воздухе вредно отражаются либо на процессе окисления, либо могут повлиять на качество капролактама. К таким примесям, прежде всего, относятся фенол и *n*-гептан.

**Гидродинамика процесса окисления циклогексана.** При окислении циклогексана воздухом в реакционном аппарате взаимодействуют две фазы: жидкость и газ, то есть процесс идет в гетерогенной системе. Возникает вопрос не только о скорости взаимодействия циклогексана с растворенным кислородом, но и о диффузии кислорода из газовой фазы в жидкую фазу. Реакторы для проведения окисления в системе жидкость-газ относятся к типу барботажных. Это простые, удобные в эксплуатации аппараты, в которых газовая фаза (воздух) поступает в нижнюю часть через распределительное устройство - барботер. При малых скоростях газового потока над отверстиями барботера периодически образуются пузыри газа одинакового размера, всплывающие с одной и той же скоростью на одинаковом расстоянии друг от друга. Увеличение скорости газового потока приводит к возрастанию частоты образования пузырей: их размеры и скорость всплывания остаются преж-

ними. Уменьшается лишь расстояние между ними. При дальнейшем возрастании скорости газового потока возникает такой режим образования пузырей, когда они, соприкасаясь, движутся цепочкой. При этом над отверстием образуется газовый факел. Близкий по форме к вытянутому эллипсоиду вращения, от которого непрерывно генерируют пузыри. От момента образования до выхода из барботажного слоя в пузырях газа происходят следующие физические процессы:

1.2.1 Циклогексан, соприкасаясь с газовым пузырьком, испаряется в него до термодинамически равновесной концентрации;

1.2.2 Кислород и азот диффундируют в жидкую фазу также до равновесной концентрации. Так как азот в реакции не участвует, то равновесие по азоту достигается быстро. Кислород же все время поглощается окисляющимся циклогексаном. [3]

Если скорость химической реакции ниже скорости подвода кислорода, то реакция протекает в кинетической области, и мы наблюдаем истинную скорость окисления, не осложненную процессами диффузии. Обычно условия техники безопасности диктуют необходимость почти полного поглощения кислорода по мере всплывания газового пузырька. Соблюдение этого условия приводит к тому, что время пребывания жидкости в реакторе делают несколько выше, чем допускает кинетика. По этой же причине приходится снижать подачу воздуха по сравнению с необходимой для поддержания кинетического режима. Таки образом, окисление в промышленных условиях обычно идет в диффузионной области, то есть скорость окисления зависит от подвода кислорода. Критерием правильно подобранного режима окисления является увеличения "проскока кислорода", во-первых, в случае повышения подачи воздуха при прочих неизменных параметрах и, во-вторых, в случае повышения нагрузки по циклогексану при неизменном соотношении воздух-циклогексан. Это означает, что окисление проходит в режиме близком к кинетическому и время окисления выбрано минимально возможное. Барботажные аппараты, применяемые для окисления, по типу близки к реакторам иде-

ального смешения. В них благодаря высокой скорости продольного и поперечного перемешивания при развитом барботаже состав реакционной жидкости в любых местах аппарата почти одинаков.

Реакции, в которых целевыми продуктами является промежуточные соединения, целесообразнее осуществлять в аппаратах близких по типу к реактору идеального вытеснения. Обычно режим идеального вытеснения имитируются каскадом реакторов.

Представим каскад из трех реакторов, в каждый из них подают воздух. Циклогексан поступает в первый по ходу реактор. Из него выходит смесь целевого и побочных продуктов (щ) и (щ), которая подвергается окислению во втором реакторе каскада. Выходящий из него оксидат содержит целевые и побочные продукта (ц<sub>2</sub>) и (п<sub>2</sub>), причем (ц<sub>2</sub>) > (щ) / а (п<sub>2</sub>) > (щ). Содержание (РН) можно принять постоянным ввиду на окисление в третий реактор, откуда выходит уже конечный продукт [3].

Так как скорость окисления циклогексана зависит от скорости инициации, то скорость образования целевых продуктов во всех реакторах можно поддержать такой же, как и при окислении в одноступенчатом аппарате, путем введения катализатора. Зато скорость образования побочных продуктов  $W_n$ , зависящая от концентрации целевых продуктов, в целом снижается: так как  $Ц_1 < Ц_2 < Ц_3$  то  $W_{n1} < W_{n2} < W_{n3}$ . В реакторе полного смешения с той же степенью конверсии (табл. 1) она была бы во всем объеме  $W_{n3}$ . Поэтому при прочих равных параметрах каскад из нескольких аппаратов окисления дает больший выход полезных продуктов, чем одноступенчатый реактор.

**Таблица 1 - Зависимость выхода полезных продуктов от конверсии и числа ступеней**

Конверсия, %	Выход полезных продуктов, %, при числе ступеней				
	1	2	3	4	>4

3	87	89	90	91	93
5	79	83	84	85	88
7	73	77	79	80	84
9	67	72	74	75	79

**Основные факторы повышения селективности процесса окисления.** Циклогексан подвергают каталитическому окислению кислородом воздуха под давлением, в результате чего образуются целевые продукты реакции - *циклогексанон, циклогексанол и адипиновая кислота*, а также ряд побочных продуктов - эфиры, низшие дикарбоновые кислоты (глутаровая, янтарная), монокрбоновые кислоты и др. При этом степень конверсии циклогексана составляет 5-12%.

После выхода реакционной смеси из реактора окисления ее разделяют на два слоя: органический слой, который представляет собой раствор продуктов окисления в циклогексане, и водный слой, который представляет собой раствор в воде продуктов окисления, главным образом дикарбоновых кислот. Органический слой подвергают обработке водным раствором щелочи для нейтрализации органических кислот и омыления эфиров. Затем омыленный органический слой направляют на ректификацию, где из него выделяют сначала не прореагировавший циклогексан, возвращаемый снова на окисление, а затем - чистые циклогексанон и циклогексанол. Водный слой направляют на выделение адипиновой кислоты [4].

**Селективность.** Под селективностью принято понимать процентное отношение количества вещества циклогексана, окислившегося в полезные продукты реакции (гидропероксид, циклогексанол, циклогексанон) , в молях к общему количеству окислившегося циклогексана в молях.

В производственной практике чаще пользуется понятием "расходный коэффициент". Расходный коэффициент циклогексана на циклогексанон - это количество циклогексана в тоннах, пошедшее на получение одной тонны циклогексанона. Так как молекулярная масса циклогексана 84, а циклогекса-

нона 98, то теоретический расходный коэффициент составляет  $84/98=0,857$ .

В действительности расходный коэффициент циклогексана на циклогексанон поднимается даже до 1,35-1,40. Это значит, что стадия окисления вместе с последующими стадиями имеет селективность равную 61-64% моля циклогексана.

Такая низкая общая селективность  $\beta_{\text{общ}}$  складывается из произведения селективности стадий окисления  $\beta_{\text{ок}}$ , омыления и нейтрализации  $\rho_{\text{ом}}$  дегидрирования где и разделения продуктов  $\beta_{\text{разд}}$  -  $\beta_{\text{общ}} = \beta_{\text{ок}} \beta_{\text{ом}} \beta_{\text{дег}} \beta_{\text{разд}}$

Селективность самой стадии окисления составляет в настоящее время 75- 80%, следовательно, произведение селективностей трех остальных стадий производства циклогексанона 81-82% [4].

Приведенные значения селективности окисления весьма низки для современного процесса, поэтому в производстве капролоктама наблюдается большой расход исходного сырья (бензола). Необходимо учитывать все факторы, влияющие на селективность процесса, по возможности не допускать перерасхода сырья.

**Температура процесса окисления.** Важным фактором, определяющим степень конверсии циклогексана и состав продуктов окисления, является температура. Обзор опубликованных работ показывает, что окисление циклогексана проводят в широком интервале температур - от 130°C до 200°C. Процесс, инициированный катализаторами, в большинстве случаев ведут при температуре 130-150°C со значительным сокращением временем пребывания циклогексана в реакционной зоне, однако жидкофазное окисление циклогексана можно проводить в температурном интервале 140-200°C. Такой процесс окисления условно называют высокотемпературным. С повышением температуры скорость окисления циклогексана растет быстрее, чем скорость распада гидропероксида и окисления циклогексанона и циклогексанола. Поэтому селективность с ростом температуры повышается. Это приводит к тому, что в продуктах растет содержание гидропероксида и повышается соотношение спирт: кетон [5].

Повышение содержания спирта в оксиданте также приводит к повышению селективности окисления.

Хотя целевыми продуктами при производстве капролоктама является кетон- циклогексанон, а повышение содержания спирта в продуктах окисления увеличивает нагрузку на дегидрирование, не следует стремиться подбирать режим окисления, дающий увеличение содержание кетона в оксидате. Кетон в кислой среде в присутствии кислорода и гидропероксида является очень нестабильным продуктом: он легко окисляется и вступает в целый ряд реакций, дающих продукты конденсации.

Можно сказать, что на стадии окисления именно кетон является предшественником кислот и смолистых веществ. Одновременно с изменением состава основных продуктов с ростом температуры меняется состав побочных продуктов. Особенно сильно температура сказывается на составе кислот: с ее повышением растет доля монокарбоновых и падает доля дикарбоновых кислот. При повышении температуры окисления выход адипиновой кислоты снижается. При высокотемпературном окислении количество образующейся адипиновой кислоты уменьшается до такой степени, что выделение ее из продуктов становится нецелесообразно. Поэтому при низкотемпературном окислении к полезным продуктам относятся циклогексанон, циклогексанол и адипиновую кислоту, а при высокотемпературном - только циклогексанон и циклогексанол.

Выбор температуры окисления, однако, диктуется соображениями не только селективности, но и техники безопасности, которые накладывают ограничения на повышение температуры реакционного узла. [5]

**Конверсия.** Под конверсией циклогексана понимают отношение прореагировавшего циклогексана поданного в реактор. Иногда вместо этого термина пользуются термином "глубина окисления". Так как окисление является цепным радикальным процессом, то его нельзя остановить на нужной стадии. С ростом конверсии, накапливающиеся первичные продукты окисления начинают подвергаться дальнейшим превращениям.

На практике с протеканием процессов глубокого окисления свидетельствует рост концентрации оксидов углерода в газовой фазе. Селективность зависит от глубины окисления (конверсии) следующим образом (табл. 2):

**Таблица 2 - Зависимость селективности от глубины окисления (конверсии) [5].**

Степень конверсии, %	$\beta$
3	87
5	79
7	73
9	67

Вследствие этого для экономии сырья на стадии окисления приходится поддерживать довольно низкую конверсию циклогексана - не выше 3,5-5%. Это приводит к необходимости отгонять и возвращать на окисление большие количества циклогексана, что требует значительные энерго затраты и больших объемов аппаратов. При снижении конверсии ниже 3,55 энерго затраты перекрывают экономию сырья в результате повышения селективности.

**Продолжительность окисления.** Продолжительность процесса окисления циклогексана чрезвычайно важный параметр, к тому же легко поддающийся управлению. Критерием правильности выбора времени реакции является невозможность увеличения содержания кислорода в отходящих газах. Для примера приведем состав продуктов окисления, проведенного в промышленном реакторе объемом 25 м<sup>3</sup> при температуре 170°C и различной продолжительности окисления (таблица 3). Из таблицы видно, что при t=44 мин жидкая фаза "пересиживает" в зоне реакции, вследствие чего доля побочных продуктов резко повышается, а селективность падает. При t=27 мин подача воздуха свыше 4000 м<sup>3</sup>/ч без увеличения подачи катализатора приводит к проскоку кислорода [5].

**Таблица 3 - Состав продуктов окисления**

Время	Подача м3/ч	Ц	и	Ц	и	Г	и	К	и	К	и	Э	ф	С	е	К	о
-------	-------------	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---

реакции, мин.	Циклогексан	Воздух								
44	55	2450	1,42	2,00	0,40	0,49	0,50	0,62	75,0	4,3
27	80	4000	1,42	2,21	0,55	0,26	0,32	0,63	80,4	4,3

Изучая каталитическое действие солей различных металлов на процесс окисления циклогексана, исследователи установили, что эти соли располагаются в следующих элементах (в порядке каталитической активности): Co>Cr>Mn>Fe, Al>Pb

Ртуть, уран, цинк, и никель не оказывают каталитического влияния, а медь сильно ингибирует окисления [6]. В настоящее время в качестве инициаторов окисления чаще всего применяют кобальтовые и марганцевые соли органических кислот, хотя иногда используют и соли минеральных кислот (CoCl, KтпОз). Из органических солей иногда применяют ацетаты, но чаще всего - соли, более высокомолекулярных кислот (нафтенаты, лауринаты, стеараты). С точки зрения инициирования процесса очень интересна работа. Способ конверсии гидроперекиси циклогексила, находящейся в смеси с ЦТ, циклогексаном, циклогексанолом путем добавления для ускорения разложения гидроперекиси соли металла (Co, Си, Cr, Fe или V) в концентрации 0,1-50 млн. к весу смеси, интенсивного турбулентного перемешивания смеси до образования дисперсной фазы с величиной капель 50-300 мк за время 3-45 сек при температуре 100-140°C и последующей декантации. Катализатор для окисления ииклогексанола в циклогексанон, включающий в себя оксид меди, оксид магния и оксид натрия, отличающийся тем, что, с целью повышения удельной активности, селективности и механической прочности КТ, он дополнительно содержит алюминат кальция при следующем содержании компонентов, (%); оксид меди 42,7- 77,4, оксид магния 11,0-28,5, оксид натрия 0,4-0,6, алюминат кальция 11,0-28,5. Способ включает: смешения соединения

меди и магния, введения раствора гидроксида натрия, формование, сушку. Для получения КТ с повышенной удельной активностью, селективностью и механической прочностью, упрощения способа и снижения загрязнения окружающей среды, в качестве соединения меди используют малахит, в качестве соединения магния - оксид магния, смешению подвергают малахит, оксид магния и алюминат кальция в сухом виде в массовом соотношении (4-19,5):1:1 прокаливают смесь при 400-500°C в течении 2-4 ч, добавляют водный раствор гидроксида натрия в количестве, обеспечивающем содержание оксида натрия в готовом КТ 0,4-0,6%- экструдируют, сушат и таблетуют [6].

Таким образом, в процессе окисления циклогексана катализатор осуществляет три функции: инициирование, ингибирование и регулирование состава продуктов. Поэтому существует оптимальная концентрация катализатора. При меньшей концентрации катализатор с недостаточной скоростью иницирует процесс, а при большей - проявляются его ингибирующие свойства. Величина оптимальной концентрации зависит от условий процесса.

Для установления оптимальной продолжительности реакции были проведены исследования состава оксида, полученного при 140°C, с изменением продолжительности окисления от 1 до 6 ч. При этом остальные параметры процесса поддерживались постоянными. Получены следующие данные (табл. 4):

**Таблица 4 - Параметры процесса окисления**

<b>Продолжительность процесса, ч.</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>6</b>
Содержание в оксидате, %:				
циклогексанона	1,4	3,0	2,5	1,0
циклогексанола	0,7	1,3	2,1	1,4
дикарбоновые кислоты (в пересчете на адипиновую)	1,2	1,6	2,5	3,8

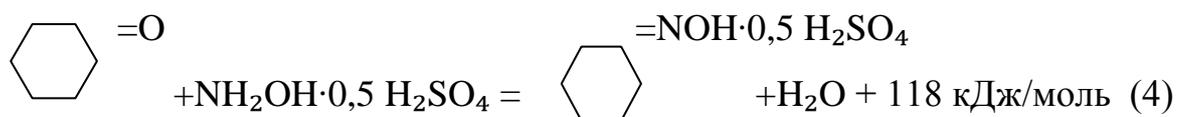
Таким образом, приведенные данные показывают, что для получения максимального выхода циклогексана и циклогексанола при указанной темпе-

ратуре время пребывания циклогексанона в зоне реакции не должно превышать 1,5-2,0 ч., степень конверсии не следует увеличивать более 5%.

**Влияние давления на процесс окисления.** В отличие от перечисленных выше факторов, давление не оказывает заметного влияния на селективность окисления. От него зависит растворимость кислорода в циклогексане. Выбор давления диктуется тем, что циклогексан должен оставаться в жидкой фазе при температуре реакции. Изменение давления в пределах 0,9-5 Мпа при постоянной температуре практически не влияет на выход и состав продуктов. Выбор давления в промышленных условиях определяется, в основном, зависимостью давления паров над азеотропной смеси циклогексан - вода от температуры. Так, при температуре 160°C давление насыщенных паров циклогексана составляет 0,67 Мпа, поэтому давление в реакционном узле должно быть выше. Чем ближе оно к этому значению, тем больше испарится циклогексана в реакционные газы. В схемах, рассчитанных на снятие теплоты реакции испарением циклогексана, реакционный узел работает под давлением 1,4 Мпа, а в старых схемах, где теплота реакции снимается путем охлаждения через теплообменную поверхность, - под давлением 1,8-2,2 Мпа [6].

**Получение циклогексаноноксима.** Оксимирование циклогексанона гидроксиламинсульфатом. Циклогексаноноксим (далее по тексту оксим) получают по открытой Мейером в 1882 г. реакции между гидроксиламинсульфатом (далее по тексту ГАС) и циклогексаноном (далее по тексту анон).

Процесс оксимирования проводится в реакторах с турбинными мешалками по двухступенчатой противоточной схеме при атмосферном давлении и температурах: до 57°C на первой ступени и 72-85°C на второй ступени. Реакция оксимирования протекает по следующему уравнению (4):



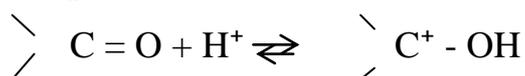
В кислой среде циклогексаноноксим находится в форме соединения с серной кислотой или же в протонированной форме  $C_6H_{10} =N^+OH$

Для сдвига равновесия реакции вправо в реакционную смесь вводят газообразный аммиак, что приводит к образованию оксима и побочного продукта сульфата аммония (5):



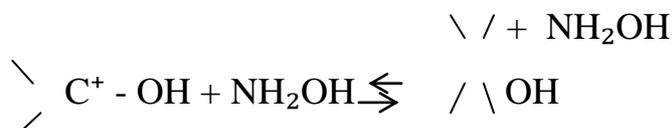
Газообразный аммиак вводится в процесс оксимирования для поддержания заданного pH среды.

1) Химизм процесса представить в следующем виде:

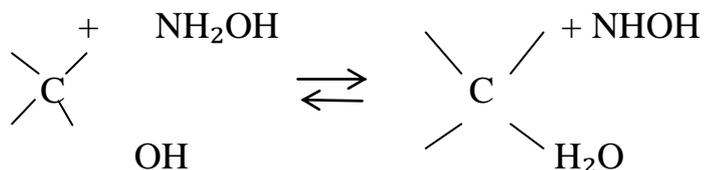


Взаимодействие аннона с ГАС (гидроксиламинсульфат) протекает по механизму электрофильного замещения. Электрофильный характер атома углерода карбонильной группы в молекуле аннона усиливается протонированием кислородного атома карбонильной группы кислотой. При этом атом углерода приобретает положительный электрический заряд.

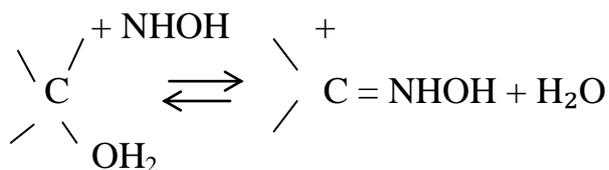
2) Присоединение атома азота ГАС (гидроксиламинсульфат) за счет не поделенной электронной пары к положительно заряженному атому углерода:



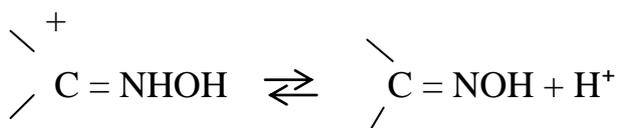
3) Миграция атома водорода к кислородному атому карбонильной группы:



4) Отщепление молекулы воды:



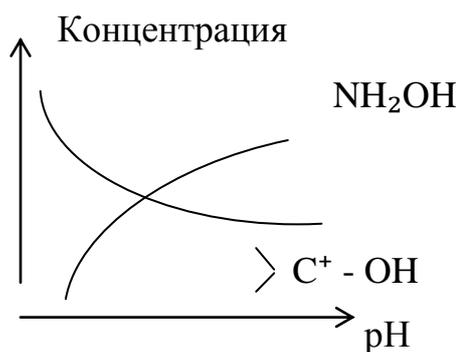
5) Образование свободного оксима с выделением иона водорода (под воздействием газообразного аммиака):



Лимитирующей стадией процесса оксимирования является стадия два, присоединение атома азота ГАС (гидроксиламинсульфат) за счет не поделенной электронной пары положительно заряженному атому углерода. Наивысшая скорость достигается при максимальном произведении концентраций:



Имеется следующая зависимость концентрации от pH:



**3 4 5**

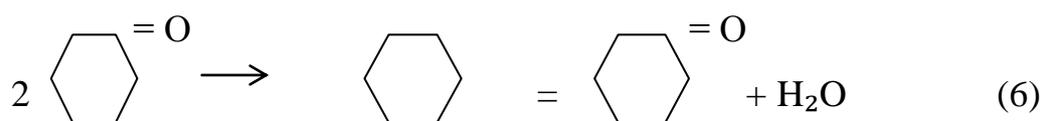
Оптимальной величиной для проведения реакции оксимирования является значение pH от 3,0 до 4,5. В реальных условиях процесс осуществляется при pH от 4,5 до 5,8.

Положительное отклонение реакции оксимирования в сторону образования оксима значительно зависит от pH среды. Установлено, что остаток

количества циклогексанона менее 0,1% достигается при рН равном от 4 до 5,8. При рН больше 5,8 гидроксиламинсульфат распадается с выделением газообразных соединений. Реакция оксимирования протекает на границе раздела фаз, следовательно, на скорость реакции значительно влияет интенсивность перемешивания.

При проведении процесса оксимирования необходимо добиться полного превращения циклогексанона в оксим. Циклогексанон в оксиме в условиях последующей изомеризации в среде олеума подвергается автоконденсации с образованием непредельных соединений. Эти соединения, попадая в капролактамы, ухудшают его качественные показатели, поэтому процесс оксимирования проводится в две ступени по противоточной схеме. На первой ступени создается избыток циклогексанона, на второй – избыток гидроксиламинсульфата.

На второй ступени, во избежание проскока анона в оксиме, создают избыток ГАС (гидроксиламинсульфат). На первой ступени избыточный ГАС извлекается из раствора сульфата аммония при взаимодействии с аноном. Учитывая то, что циклогексанон в кислой среде при умеренно высоких температурах частично димеризуется в 2-циклогексиденциклогексанон (6):



Реакцию на первой ступени, где имеется избыток анона, проводят при температуре от 50°C до 57°C. При температуре ограничиваются побочные реакции. При температуре менее 40°C на первой ступени возникает опасность кристаллизации смеси анон-оксима в трубопроводах и оборудовании.

Процесс оксимирования на второй ступени протекает при поддержании температуры в пределах 72°C - 85°C. Нижний предел определяется температурой кристаллизации оксима, при повышении температуры выше 90°C интенсивно протекают побочные реакции. Протекание побочных реакций на

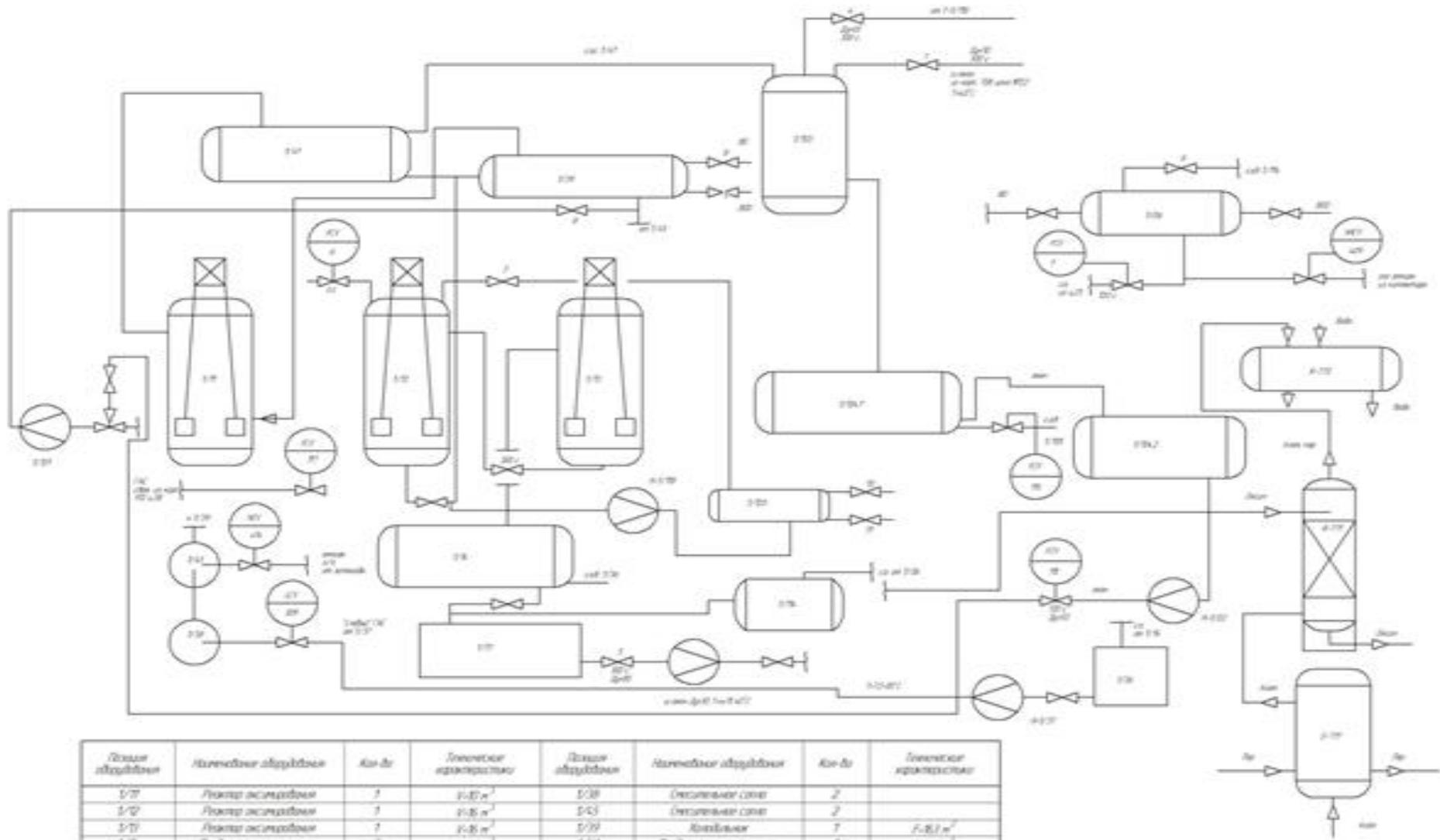
второй ступени сдерживается за счет избытка гидроксиламинсульфата, так как скорость реакции аннона с гидроксиламинсульфатом значительно выше скорости реакции димеризации аннона.

Примеси, которые содержатся в исходных продуктах, могут повлиять на процесс оксимирования и в дальнейшем влияет на качество готового продукта следующими показателями:

- повышенное содержание циклогексанона в анноне приводит к увеличению оптической плотности капролактама;

- повышенное содержание гептанона-2 в анноне приводит к увеличению содержания летучих оснований в капролактаме [6].

**Оксимирование циклогексанона.** Стадия расположена в корпусе 709 «В». Стадия оксимирования работает в две ступени (рис. 2). На первой ступени реакция протекает при избытке циклогексанона в реакторе позиция1/11<sub>2</sub>, объемом 10 м<sup>3</sup> при температуре не более 57° С. На второй ступени процесс протекает при избытке гидроксиламинсульфата в реакторе позиция1/12<sub>2</sub> объемом 16 м<sup>3</sup> при температуре 72-85°С.



Код аппарата	Наименование аппарата	Кол-во	Линейные размеры	Код аппарата	Наименование аппарата	Кол-во	Линейные размеры
1/1	Реактор азотный	1	1,8 м	1/30	Осушитель газа	2	
1/2	Реактор азотный	1	1,8 м	1/31	Осушитель газа	2	
1/3	Реактор азотный	1	1,8 м	1/32	Колонна	1	1,8 м
1/4	Разделитель жидкостей	2	1,8 м	1/33	Разделитель жидкостей	1	1,25 м
1/5	Сборник	2	1,8 м	1/34	Агрегат	2	1,6 м
1/6	Агрегатор	4	0,24 м / 0,8 м ст. в	1/35	Разделитель жидкостей	2	1,25 м
1/7	Сборник	2	1,8 м	1/36	Разделитель	2	1,8 м
1/8	Агрегатор	4	0,24 м / 0,8 м ст. в	1/37	Колонна	1	1,95 м

Рисунок 2 - Технологическая схема

Циклогексанон из корпуса 708 цеха № 22, с температурой не более 45°C через вихревой расходомер позиция FIR - 106<sub>1</sub> поступает в экстрактор позиция 1/103<sub>2</sub>, где он экстрагирует циклогексанон и циклогексаноксим, поступающий от позиции 1/41<sub>2</sub> и 1/110, либо на всасывание насосом (позиция 1/121<sub>1,2</sub>) стадии оксимирования через клапан FIRC - 115<sub>1</sub>. После экстрактора позиция 1/103<sub>2</sub>, циклогексанон самотеком поступает в разделительную емкость позиция 1/104<sub>1</sub>, где отделяется от сульфата аммония и затем подается в сборник позиция 1/104<sub>2</sub>.

Из сборника позиция 1/104<sub>2</sub> насосом позиция 1/02<sub>1,2</sub>, через узел автоматического регулирования FIRC - 115<sub>2</sub>, циклогексанон подается на первую ступень оксимирования в смесительное сопло 1/38<sub>2</sub>. Сюда же из сборника позиция 1/36<sub>2</sub> насосом поступает раствор сульфата аммония, содержащий непрореагировавший на второй ступени оксимирования гидроксиламинсульфат (ГАС). Уровень в сборнике позиция 1/36<sub>2</sub> LIRCAh1 - 509<sub>2</sub> регулируется автоматически, изменением подачи раствора слабого ГАС в смесительное сопло позиции 1/38<sub>2</sub>. В смесительном сопле гидроксиламинсульфат реагирует с циклогексаноном, после чего реакционная смесь поступает на всас насосом позиция 1/121<sub>1,2</sub> и далее через смеситель поступает в сопло 1/45<sub>2</sub>.

В сопле 1/45<sub>2</sub> производится нейтрализация серной кислоты, выделяющейся в результате реакции в смесительном сопле позиция 1/38<sub>2</sub>, газообразным аммиаком, поступающим по трубопроводу от коллектора аммиака цеха № 35, через вихревой расходомер FIR – 009, либо с заводского коллектора со склада аммиака №2.

Газообразный аммиак подается в зависимости от pH реакционной смеси, поддерживаемого в пределах 4,5 – 5,8, на первой ступени регулируется с помощью узла автоматического регулирования pHRC - 413<sub>2</sub>. И контролируется при помощи pHIR - 414<sub>2</sub>, расположенным на линии выхода реакционной смеси из реактора (позиция 1/11<sub>2</sub>) в разделительную емкость

1/41<sub>2</sub>. Расход газообразного аммиака замеряется вихревым расходомером позиция FIRC - 144<sub>2</sub>.

Смесь, после сопла позиция 1/45<sub>2</sub> охлаждается в холодильниках (позиция 1/39<sub>1,2</sub>) оборотной водой до температуры не более 57 °С. Далее по двум вводам поступает в верхнюю (с 1/39<sub>1</sub>) и нижнюю (с 1/39<sub>2</sub>) часть реактора оксимирирования позиция 1/11<sub>2</sub>, где при интенсивном перемешивании остаточный гидроксиламинсульфат реагирует с циклогексаноном.

Температура в реакторе позиция 1/11<sub>2</sub> контролируется прибором TIR – 14 - 7.

Для снятия тепла и дополнительного перемешивания предусмотрен и включен в схему циркуляционный контур: реактор позиции 1/11<sub>2</sub> - насос позиция 1/121<sub>1,2</sub> - холодильник позиции 1/39<sub>1,2</sub> - реактор позиции 1/11<sub>2</sub>.

Продукты реакции по переливному трубопроводу с реактора позиция 1/11<sub>2</sub> поступают в разделительную емкость позиция 1/41<sub>2</sub>, где за счет разности удельных весов смесь разделяется на два слоя: верхний слой (органический), состоящий из циклогексанона и растворенного в нем циклогексаноксима, и нижний слой (неорганический) – раствор сульфата аммония, содержащий до 0,2 % циклогексанона. Уровень раздела фаз в разделителе позиция 1/41<sub>2</sub> регулируется с помощью воронки, установленной на линии отбора нижнего слоя.

Процесс оксимирирования второй ступени в реакторе позиции 1/12<sub>2</sub> протекает при температуре 72 - 85 °С, интенсивном перемешивании, атмосферном давлении и рН в пределах 4,5 - 5,8. Для равномерного протекания реакции и нормального охлаждения реакционной массы используется циркуляционный контур: реактор позиция 1/12<sub>2</sub> - насос позиция 1/118<sub>1-3</sub> - холодильник позиция 1/120<sub>1,2</sub> - реактор позиция 1/12<sub>2</sub>.

Верхний слой (циклогексаноксим, содержащий до 50 - 85 % масс. циклогексанона) из разделительной емкости позиция 1/41<sub>2</sub> самотеком через смотровой фонарь и ротаметр позиция FIR - 108<sub>2</sub>, поступает на всас насоса позиция 1/118<sub>1-3</sub> циркуляционного контура второй ступени окси-

мирования. Далее в эту линию подается гидроксиламинсульфат с концентрацией не менее 275 г/л, который поступает из цеха № 38. Расход гидроксиламинсульфата регулируется автоматически с помощью клапана FIRCAI - 117<sub>2</sub>.

Необходимая температура реакционной смеси поддерживается узлом автоматического регулирования TIRC - 13<sub>1,2</sub> подачей оборотной воды в теплообменники позиция 1/120<sub>1,2</sub>.

Образующаяся в результате реакции серная кислота нейтрализуется газообразным аммиаком, подаваемым в смесительное сопло позиция 1/40 на линии циркуляции перед теплообменниками позиция 1/120<sub>1,2</sub>, расход которого (FIR- 6<sub>2</sub>) регулируется автоматически рН RC -410<sub>2</sub> в зависимости от рН среды на выходе из теплообменника позиция 1/120<sub>1,2</sub> в реактор позиция 1/12<sub>2</sub>.

Для разогрева реакционной массы при пуске или охлаждения во время работы, реактор позиция 1/12<sub>2</sub> снабжен змеевиком, в который подается пар 5 кгс/см<sup>2</sup> или оборотная вода. Реакционная смесь с реактора позиция 1/12<sub>2</sub> самотеком поступает в нижнюю часть реактора позиция 1/13<sub>2</sub>, где при температуре 72-85°С, атмосферном давлении и интенсивном перемешивании оставшийся циклогексанон взаимодействует с гидроксиламинсульфатом.

Продукты реакции из реактора позиция 1/13<sub>2</sub> по переливу самотеком поступают в разделительную емкость позиция 1/14<sub>2</sub>, в которой циклогексаноксим отделяется от раствора сульфата аммония за счет разности удельных весов. Нижний слой с разделителя позиция 1/14<sub>2</sub> - раствор сульфата аммония и не прореагировавший гидроксиламинсульфат направляется в сборник позиция 1/36<sub>2</sub>.

## **1.2 Осушка сульфатом аммония**

Верхний слой с разделителя позиция 1/14<sub>2</sub> - циклогексаноксим, содержащий до 0,2 % циклогексанона и не более 5 % воды, самотеком по-

ступает в разделитель позиция 1/114<sub>2</sub>. В разделитель позиция 1/114<sub>2</sub> подается СА со стадии доупарки для предварительной осушки циклогексаноноксида (рисунок 2). Нижний слой с разделителя позиция 1/14<sub>2</sub> - раствор сульфата аммония направляется в сборник позиция 1/36<sub>2</sub>.

Верхний слой с разделителя позиция 1/114<sub>2</sub> - циклогексаноноксид, поступает в сборник позиция 1/17<sub>2</sub>, откуда насосом позиция 1/18<sub>2,4</sub> подается в смеситель вихревого типа позиция 1/20. Сюда же подается раствор сульфата аммония с концентрацией 38- 42 % с установки доупарки цеха № 24, охлажденный оборотной водой до температуры 72 – 85 °С в теплообменнике позиция 1/06. Расход раствора СА регулируется автоматически прибором FIRC -51, клапан которого установлен на этой линии.

Для поддержания рН реакции, в трубопровод раствора сульфата аммония со стадии доупарки подают газообразный аммиак через узел автоматического регулирования рН RIC 420. Также предусмотрена подача ГАС через вихревой расходомер FIR- 13 -3, для взаимодействия непрореагированного циклогексанона в циклогексаноноксиде. ГАС и газообразный аммиак подаются в линию сульфата аммония до теплообменника позиция 1/06. Смесь циклогексаноноксида с раствором сульфата аммония из смесителя позиция 1/20 поступает в разделительный сосуд позиция 1/14<sub>1</sub>.

Нижний слой с разделителя (позиция 1/14<sub>1</sub>), раствор сульфата аммония с концентрацией равной 40,5%), - направляется в сборник позиция 1/36<sub>1</sub> и насосами позиция 1/37<sub>1,3</sub> в реактор (позиция 1/12<sub>2</sub>) или по перемычке в сборник позиция 1/36<sub>2</sub>.

Верхний слой – циклогексаноноксид с массовой долей влаги не более 4,5% через перелевную воронку, самотеком, поступает в емкость позиция 1/17<sub>1</sub>, а затем насосами позиция 1/18<sub>1,3</sub> подается через фильтры механической очистки позиция 1/19<sub>1,2</sub> (один в работе, второй резервный), расположенные в корп. 709 блок «В» на отметке 6.00 м, на стадии двухступенчатой перегруппировки, в реакторы позиция 1/21<sub>2,4</sub>.

Фильтры предназначены для очистки циклогексаноноксима от механических примесей. Внутри фильтров установлена сетка специального назначения типа ССН 38,5 – 01 из стали марки 10X17H13M2T, которая и является фильтрующим элементом. При снижении расхода циклогексаноноксима на стадию перегруппировки необходимо перейти на резервный фильтр и произвести промывку ранее работающего фильтра.

Перед разборкой выведенного в резерв фильтра необходимо промыть его чистым паровым конденсатом, со сливом из него промывных вод содержащих циклогексаноноксим в сборник позиция 1/15<sub>1</sub>. Фильтры позиция 1/19<sub>1,2</sub> и трубопроводы обогреваются горячей водой 90°С, подаваемой в рубашки обогрева от действующих гребенок корп. 709 блока «В» отметке 6.00м.

Через нижний дренажный вентиль емкости позиция 1/17<sub>1</sub> предусмотрена возможность выводить накопившуюся в течение 8-10 часов воду. Обогрев всаса и нагнетания насосов осуществляется 90°С водой, поступающей из корпуса 709 блока «А» для исключения осмоления циклогексаноноксима в трубопроводах и арматуре.

Раствор сульфата аммония (нижний слой) с концентрацией 25 – 32% из разделителя позиция 1/41<sub>2</sub> через буферные емкости самотеком поступает в экстрактор позиция 1/103<sub>2</sub>. Экстракция циклогексаноноксима из раствора сульфата аммония осуществляется в экстракторе позиция 1/103<sub>2</sub> путем подачи в него чистого циклогексанона. Далее смесь направляется в разделитель позиция 1/104<sub>1</sub>.

Из разделителя позиция 1/104<sub>1</sub> раствор сульфата аммония (нижний слой) через регулирующий клапан по уровню LIRCA1 -6.1 поступает в сборник позиция 1/105, откуда насосом позиция 1/106<sub>1,3</sub> по двум вводам подается в колонну отгонки циклогексанона позиция 1/108. Уровень в сборнике позиция 1/105 LIRCAh1- 7 регулируется клапаном, установленным на этой линии.

Отгонка циклогексанона осуществляется в колонне позиция 1/108 с 30-ю клапанными тарелками. Раствор сульфата аммония предварительно подогревается до 90°C в трубном пространстве теплообменника позиция 1/107<sub>1,2</sub> за счет тепла охлаждаемого сульфата аммония, выводимого из куба колонны и подается на питание в колонну позиция 1/108. Температура в кубе колонны позиция 1/108 (не более 120°C) регулируется клапаном TIRC-7, установленном на линии пара 0,5 МПа (5 кгс/см<sup>2</sup>) в испаритель позиция 1/109. Температура верха колонны не более 107°C. Давление верха колонны 0,01-0,06 МПа (0,01-0,06 кгс/см<sup>2</sup>) контролируется прибором PIR - 5. Конденсат поступает в сборник позиция 1/124, откуда направляется в сборник позиция 1/65 и далее в корпус 722 цеха № 25.

Из куба колонны позиция 1/108 проходит 25-32% раствор сульфата аммония через межтрубное пространство теплообменника позиция 1/107<sub>1,2</sub> и насосом позиция 1/106<sub>2,3</sub> подается в колонну 1036<sub>2</sub> на стадию доупарки сульфата аммония. Уровень в кубе колонны позиция 1/108 LIRCAh1 - 4 регулируется клапаном, установленным на линии нагнетания насосов позиция 1/106<sub>2,3</sub>.

Пары циклогексанона и вода с верхней части колонны позиция 1/108 конденсируются в теплообменнике позиция 1/110 за счет охлаждения оборотной водой, далее самотеком поступают в экстрактор 1/103<sub>2</sub>, где смешиваются со свежим циклогексаном и раствором сульфата аммония из разделительной емкости позиция 1/41<sub>2</sub>, и далее в разделитель позиция 1/104<sub>1</sub>.

Верхний слой – органический отводится в сборник позиция 1/104<sub>2</sub> и насосом позиция 1/02<sub>1,2</sub> подается в смесительное сопло позиция 1/38<sub>2</sub>. Несконденсированные пары циклогексанона из теплообменника позиция 1/110 поступают в теплообменник позиция 1/111, где охлаждаются оборотной водой, проходят через гидратвор позиция 1/125, в котором абсорбируются раствором сульфата аммония, подаваемого насосом позиция 1/106<sub>1,3</sub>, и далее направляются в экстрактор позиция 1/103<sub>2</sub>.

Опорожнение реакторов позиция 1/11<sub>2</sub>, 1/12<sub>2</sub>, 1/13<sub>2</sub> и разделительных емкостей позиция 1/14<sub>1,2</sub>, 1/114<sub>2</sub>, 1/41<sub>2</sub> осуществляется в дренажные емкости позиция 1/15<sub>1,2</sub>, уровень в которых контролируется при помощи прибора LIRAh -507. Откачка скопившихся продуктов производится насосами позиция 1/16<sub>1,2</sub> через смотровой фонарь в реактор 1/12<sub>2</sub> стадии оксимирования.

Дренажи с экстрактора позиция 1/103<sub>2</sub>, с емкостей позиция 1/104<sub>1,2</sub>, насосов позиция 1/02<sub>1,2</sub> направляются в дренажную емкость позиция 1/93, откуда насосом позиция 1/83<sub>3</sub> откачиваются в сборник сульфата аммония позиция 1/105.

Сбор стоков с полов стадии оксимирования, содержащих сульфат аммония и ГАС, циклогексанон, осуществляется в сборник позиция 1/92<sub>1</sub> и насосом позиция 1/83<sub>3</sub> откачивается в экстрактор 1/103<sub>2</sub> или сборник 2/70.

На стадии оксимирования смонтирована система воздушшек, которая разделена на две линии «анонную» (с позиция 1/11<sub>2</sub>, 1/41<sub>2</sub> и буферных емкостей) и «оксимную» (с позиция 1/15<sub>1,2</sub>, 1/12<sub>2</sub>, 1/13<sub>2</sub>, 1/14<sub>1,2</sub>, 1/17<sub>1,2</sub>, 1/36<sub>1,2</sub>) [6].

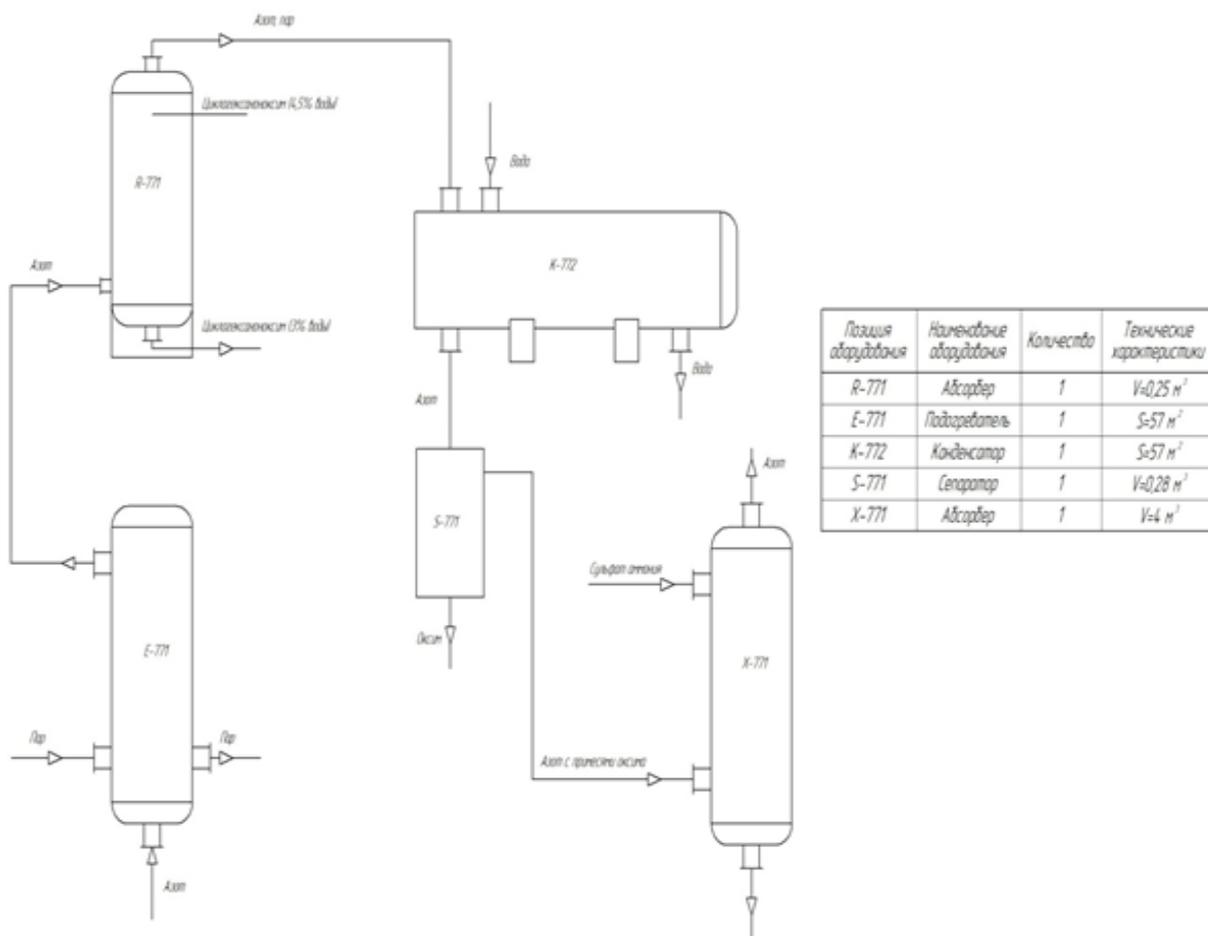
### **1.3 Осушка азотом**

Циклогексаноноксим осушается подогретым азотом, подаваемым по трубопроводу. Осушка происходит в противоточном аппарате. Сверху подается растворенный циклогексаноноксим, сбоку – подогретый азот (рис. 3). Аппарат работает в пленочном режиме. В качестве насадок используются кольца Рашига, позволяющие максимально увеличить поверхность контакта фаз.

Аппарат заполнен насадками упорядоченно. Осушенный циклогексаноноксим с нижней части аппарата поступает в трубопровод для дальнейшей транспортировки на перегруппировку. Азот, уносящий с собой па-

ры воды, выходит с верхней части аппарата и по трубопроводу поступает в конденсатор, где происходит разделение.

Конденсатор представляет собой кожухо - трубчатый теплообменник, в межтрубное пространство которого подается вода для охлаждения. Пары воды конденсируются и выводятся для дальнейшего использования на производстве. Азот направляется снова на осушку, где предварительно подогревается.



**Рисунок 3 - Схема осушки и удаления оксима из азота**

Разделение основано на разности температуры кипения химических компонентов смеси. У воды температура кипения 100°C, а у циклогексано-ноксима 209,8°C. За счет продувания через смесь подогретого азота вода закипает и ее пары уносятся из реактора. Температура азота должна быть 125°C. В холодильнике происходит охлаждение паров, поступающих в межтрубное пространство, технической водой с температурой 20°C.

Оксим из сепараторов позиция S- 703A/B поступает в абсорбер позиция K- 771 (объем 0,25 м<sup>3</sup>) в котором осушается «чистым» азотом до массовой доли воды не менее 3%. Поступающий «чистый» азот нагревается в подогревателе позиция E-771 (площадь теплообменника 57м<sup>2</sup>) за счет тепла пара давлением не более 0,6 МПа (6 кгс/см<sup>2</sup>). Пар давлением не более 0,6 Мпа (6 кгс/см<sup>2</sup>) поступает в трубное пространство подогревателя позиция E-771, нагревая азот до температуры от 75°С до 125°С. Смесь азот – оксим поступает в сепаратор позиция S -771 (объем 0,28 м<sup>3</sup>), где происходит отделение азота от оксима. Оксим стекает в сепаратор позиция S- 703 A/B за не глухую перегородку ближе к всасу насоса позиция P- 784/785 A/B.

Часть «чистого» азота, идущего на поток «В», после подогревателя позиция E- 771 используется для работы пьезоуровнемеров и системы азотного «дыхания» стадии дистилляции капролактама и экстрагирования.

Азот с небольшим содержанием оксима из сепараторов позиция S- 771 подается в нижнюю часть абсорбера позиция X -771 (объем 4 м<sup>3</sup>), который заполнен керамическими кольцами Рашига. В верхнюю часть абсорбера на орошение насадки подается водный раствор сульфата аммония из цеха сульфата аммония с массовой долей сульфата аммония от 40% до 43%. На насадке раствор сульфата аммония контактирует с азотом, содержащим унесенный оксим, и абсорбируя оксим стекает в нижнюю часть абсорбера позиция X – 771. Далее раствор сульфата аммония самотеком поступает в линию всаса насоса роз. P -747 ½. Азот из верхней части абсорбера выбрасывается в атмосферу. Уровень в нижней части абсорбера позиция X-771 поддерживается автоматически по заданию от 40% до 80% регулятором уровня позиция LRC7AA771. Имеется возможность подать раствор сульфата аммония из подогревателя позиция E -799 в абсорбер позиция X-771. Для предотвращения накопления оксима в абсорбере позиция X-771 периодически производится вывод верхнего слоя оксима из абсорбера в реактор позиция R- 703B.

Для предотвращения переосушивания оксима в абсорбере позиция R- 771, на линии горячего азота после подогревателя позиция E -771 к абсорберу установлен отсекающий клапан позиция XPV 7AA771 закрывающийся в следующих случаях:

- при срабатывании блокировки позиция hTS7AA771 - максимальная температура азота 126°C;

- при срабатывании блокировки позиция IFS 7AC01 – минимальный расход оксима 1,5 м<sup>3</sup>/ч к реактору перегруппировки первой ступени позиция V-702. При массовой доле аннона в оксиме более 0,08 % предусмотрена возможность выдачи оксима из сепаратора позиция S-703 А/В/С/Д насосом позиция Р- 784 А/В/С/Д или Р-785 А/В обратно в реактор позиция S -703 одного потока, в реактор позиция R-702 параллельного потока по перемычке на линии нагнетания насоса позиция Р-784/785 А/В, исключив предварительно с помощью заглушки попадания оксима в реактор перегруппировки первой ступени позиция V-702 параллельного потока.

Водный раствор сульфата аммония (нижняя фаза) из сепаратора позиция S-703 А/В с массовой долей сульфата аммония менее 40 % и массовой концентрацией ГАС от 10 до 25 г/дм<sup>3</sup> самотеком поступает в реактор позиция R -701 А/В. При пусках и остановках стадии оксимирования водный раствор сульфата аммония из сепаратора позиция S-703 А/В по перемычке (минуя реактор позиция R-701 А/В) может подаваться в линию всаса насоса позиция Р-7471/2 А/В.

Конденсат пара давлением не более 0,6 МПа (6 кгс/см<sup>2</sup>) из испарителя позиция E-704, подогревателя позиция E-771, змеевика реактора позиция R-702, змеевика сепаратора позиция S-703А/В поступает в сборник конденсата позиция T-710. В качестве хладагента в конденсаторе позиция E-705, теплообменник позиция E-702 используется обратная вода третьего водооборотного цикла.

## **Выводы к главе 1.**

Проблема исследования заключается в необходимости совершенствования процесса осушки циклогексаноноксима в производстве капролактама, с целью повышения производительности предприятия и улучшения качества продукции в производстве капролактама на предприятии ОАО «КуйбышевАзот».

## ГЛАВА 2. СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОСУШКИ ЦИКЛОГЕКСАНОНОКСИМА В ПРОИЗВОДСТВЕ КАПРОЛАКТАМА НА ОАО «КУЙБЫШЕВАЗОТ»

### 2.1 Расчет материального баланса

Для осуществления совершенствования процесса осушки циклогексаноноксима, необходимо провести расчет материального баланса.

Исходные данные:

Производительность по капролактаму	95000 т/год
Конверсия циклогексаноноксима	99,40%
Селективность по капролактаму	100,00%
Давление в системе	0,1 МПа
Число дней на кап. ремонт	30 сут.

Состав сырья:

- 1) циклогексаноноксим — 94,6%;  
H<sub>2</sub>O — 5%;  
примеси — 0,2%.

Состав осушенного продукта:

- 1) циклогексаноноксим — 95,3%;  
H<sub>2</sub>O — 4,5%;  
примеси — 0,2%.
- 2) циклогексаноноксим — 96,8%;  
H<sub>2</sub>O — 3%;  
примеси — 0,2%.

#### 2.1.1 Расчет производительности по циклогексаноноксиму

Рассчитываем часовую производительность по уравнению:

$$G'_B = \frac{G_B \times 1000}{t_r}, \quad (7)$$

где,  $G'_B$  – массовый расход целевого продукта, выходящий из реактора, кг/ч;

$G_B$  – производительность процесса по продукту В (капролактаму), т/год;

$t_r$  - годовое время работы установки без учета времени на капитальный

ремонт, ч.

$$G'_B = \frac{95570 \times 1000}{(365 - 30) \times 24} = 11886,8 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Молярная масса капролактама  $M_{\text{капр}} = 113$  кг/кмоль.

Мольный расход капролактама рассчитаем по формуле:

$$N = \frac{m}{M'} \quad (8)$$

где  $N$  - мольный расход, кмоль/ч;

$m$  - массовый расход, кг/ч;

$M$  - молярная масса, кг/кмоль.

$$N = \frac{11886,8}{113} = 105,19 \text{ кмоль/ч}$$

### 2.1.2 Расчет материальных потоков

Определим количество продуктов до осушки по формуле:

$$G''_{\text{прод}} = \frac{G'_B \times \omega}{100} \quad (9)$$

$$G''_{\text{прод}} = \frac{11886,8 \times 94,3}{100}$$

где,  $G''_{\text{прод}}$  - массовый расход всех продуктов, входящих в реактор, кг/ч;

$G'_B$  - массовый расход циклогексаноноксима, входящего в реактор, кг/ч;

$\omega$  - массовая доля циклогексаноноксима в составе продуктов перегруппировки, %. Найдем массовый расход каждого продукта по формуле:

$$G''_i = \frac{G''_{\text{прод}} \times \omega_i}{100} \quad (10)$$

где,  $G''_i$  - массовый расход  $i$ -го продукта осушки, выходящего из реактора, кг/ч;

$G''_{\text{прод}}$  - массовый расход всех продуктов осушки, выходящих из реактора, кг/ч;

$\omega_i$  - массовая доля каждого из продуктов, % [8].

$$G''_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{11209 \times 4,5}{100} = 504,4 \text{ кг/ч}$$

$$G''_{\text{N}_2} = \frac{11209 \times 1,5}{100} = 168,1 \text{ кг/ч}$$

$$G''_{\text{примеси}} = \frac{11209 \times 0,2}{100} = 22,4 \text{ кг/ч}$$

Состав и количество продуктов после осушки сульфатом аммония представлены в таблице 5.

**Таблица 5- Состав и количество продуктов осушки**

Компонент	Состав, % масс	Количество, кг/ч
Циклогексаноноксим	93,8	11209
Вода	4,5	504,4
Азот	1,5	168,1
Примеси	0,2	22,4
<i>Всего</i>	<i>100</i>	<i>11903,9</i>

Состав и количество продуктов после осушки азотом представлены в таблице 6.

**Таблица 6- Состав и количество продуктов после осушки**

Компонент	Состав, % масс	Количество, кг/ч
Циклогексаноноксим	93,8	11209
Вода	3	336,2
Пар	1,5	168,1
Азот	1,5	168,1
Примеси	0,2	22,4
<i>Всего</i>	<i>100</i>	<i>11903,9</i>

Сводный материальный баланс представлен в таблице 7.

**Таблица 7- Материальный баланс реактора осушки**

Компонент	Приход		Расход	
	кг/ч	% масс	кг/ч	% масс
Оксим	11209	93,8	11209	95,3
Вода	504,4	4,5	336,2	3
Пар	-	-	168,1	1,5
Азот	168,1	1,5	168,1	1,5
Примеси	22,4	0,2	22,4	0,2

## 2.2 Расчет теплового баланса

Температура азота на входе в реактор - 383 К.

Температура циклогексаноноксима на входе в реактор - 353 К.

Температура кипения воды - 373 К.

Теплота парообразования 2260 кДж/кг.

### 2.2.1 Расчет количества теплоты, поступающей в реактор

Количество тепла, приходящего с реагентами, определяем по уравнению:

$$Q_{\text{входа}} = \sum C_{p,i} \times G_i \times T_i \quad (11)$$

где  $C_{p,i}$  - теплоемкость  $i$ -го компонента, Дж/(кг \* К);

$G_i$  - массовый расход  $i$ -го компонента, кг/с;

$T_i$  - температура  $i$ -го компонента на входе в реактор, К.

Расчет представим в виде таблицы 8.

**Таблица 8 - Расчет количества теплоты, поступающей в реактор**

Компонент	G, кг/ч	$G_i$ , кг/с $G_i = \frac{G}{3600}$	$C_i$ , Дж/(кг*К)	$T_i$ , К	$Q_i$ , Вт, $Q_i = G_i * C_i * T_i$
Оксим	11209	3,113	2772,65	353	3046834,58
Вода	504,4	0,14	4196,10	353	207371,26
Азот	168,1	0,046	1042	383	18357,95
Примеси	22,4	0,006	2772	353	5871,096
Всего	11903,9	3,306	-	-	3278434,886

Общее количество теплоты, приходящее в реактор, будет равно:

$$Q_{\text{прихода}} = Q_{\text{входа}} = 3278434,886 \quad (12)$$

### 2.2.2 Расчет тепловых потерь

Принимаем, что потери теплоты в окружающую среду составляют 1,5% от общего прихода теплоты:

$$Q_{\text{потерь}} = Q_{\text{прихода}} \times 0,015 \quad (13)$$

$$Q_{\text{потерь}} = 3278434,886 \times 0,15 = 49176,52 \text{ Вт}$$

### 2.2.3 Тепловой поток на выходе из реактора

Количество тепла, уходящего с осушенным продуктом, рассчитаем

по формуле:

$$Q_{\text{выхода}} = \sum C_{p,i} \times G_i \times T_{\text{выхода}} \quad (14)$$

где,  $C_{p,i}$  - теплоемкость  $i$ -го компонента, Дж/(кг \* К);

$G_i$  - массовый расход  $i$ -го компонента, кг/с;

$T_{\text{выхода}}$  - температура осушенного продукта на выходе из реактора, К.

Расчет количества, выходящей из реактора, представим в виде таблицы 9.

**Таблица 9 - Расчет количества теплоты, выходящей из реактора**

Компонент	G, кг/ч	$G_i$ , кг/с $G_i = \frac{G}{3600}$	$C_i$ , Дж/(кг*К)	$Q_i$ , Вт, $Q_i = G_i * C_i * T_i$
Оксим	11209	3,113	2772,65	2489255,225
Вода	336,2	0,093	4196,10	143607,326
Пар	168,1	0,046	4196,10	71031,58
Азот	168,1	0,046	1042	17638,976
Примеси	22,4	0,006	2772	4796,668
Всего	11903,9	3,306	-	2726329,775

#### 2.2.4 Количество тепла, которое необходимо отвести

Количество теплоты, которое необходимо отвести из реактора, определим по формуле:

$$Q_{\text{отвода}} = Q_{\text{прихода}} - Q_{\text{выхода}} - Q_{\text{потте}} \quad (15)$$

$$Q_{\text{отвода}} = 3278434,886 - 2726329,775 - 49176,52 = 502928,591 \text{ Вт}$$

#### 2.2.5 Расход оборотной воды

Примем среднегодовую температуру охлаждающей воды  $t_{2н} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ . Конечную температуру примем  $t_{2к} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ . Нагревать оборотную воду выше  $45 \text{ }^\circ\text{C}$  не рекомендуется, т.к. при более высокой температуре, начинается выпадение солей жесткости, что приводит к появлениям отложений на теплопередающей поверхности [9].

Расход охлаждающей воды найдем по формуле:

$$Q_{\text{воды}} = \frac{Q_{\text{отвода}}}{C_{\text{воды}} \times (t_{2к} - t_{2н})}, \quad (16)$$

где,  $C_{\text{воды}}$  - теплоемкость воды при 25°C, Дж/(кг/К);

$t_{2к}$  и  $t_{2н}$  - конечная и начальная температуры воды, °С.

$$Q_{\text{воды}} = \frac{502928,591}{4164 \times (45 - 25)} = 6,03 \text{ кг/с}$$

## 2.2.6 Сводный тепловой баланс

Сводный тепловой баланс представим в виде таблицы 10.

**Таблица 10 - Тепловой баланс реактора осушки**

Приход			Расход		
Поток	кВт	%	Поток	кВт	%
Тепло с входящим потоком	3278,43	100	Тепло с уходящим потоком	2726,32	81,68
Всего	3278,43	100	Потери тепла	49,17	1,5
			Тепло, отводимое обратной водой	502,92	16,81
				3278,43	100

## 2.3 Расчет конденсатора

### 2.3.1 Расчёт на прочность днища

Материал днища - сталь марки ВСтЗсп4 ГОСТ 380-71 Расчётная температура 100° С. Толщина днища определяется по формуле:

$$S = \frac{P \times D}{2 \times \phi \times \sigma - 0,5 \times P} + C \quad (17)$$

где,  $S$  - толщина днища, мм;

$P$  - давление расчётное,  $P=0,6$  МПа; (6,0 кгс/см<sup>2</sup>);

$D$  - диаметр днища внутренний,  $D=600$  мм;

$\phi$  - коэффициент прочности сварного шва днища,  $\phi=1,0$ ;

$[\sigma]$  - допускаемое напряжение материала днища,  $[\sigma]=149$  МПа (1490 кгс/см<sup>2</sup>);

$C$  - прибавка к расчётной толщине днища для компенсации коррозии,  $C = 3,5$  мм. Принимается  $S=6,0$  мм. Расчёт выполнен по ГОСТ 14249-80; ОСТ 26-11-04-84.

$$S = \frac{0,6 \times 600}{2 \times 1 \times 149 - 0,5 \times 0,6} + 3,5 = 4,709 \text{ мм}$$

### 2.3.2 Расчёт на прочность обечайки Р 54-85

Материал обечайки - сталь 16ГС-12 ГОСТ 19282-73

Расчётная температура 100°C.

Толщина обечайки определяется по формуле:

$$S = \frac{P \times D}{2 \times \varphi \times \sigma - P} + C \quad (18)$$

где S - толщина обечайки, мм;

P - давление расчётное, P=0,6 МПа; (6,0 кгс/см<sup>2</sup>);

D - Диаметр обечайки внутренний, D=600 мм;

φ - коэффициент прочности продольного сварного шва, φ=1,0;

[σ] - допускаемое напряжение материала обечайки [σ]=177 МПа; 1770 (кгс/см<sup>2</sup>);

C - прибавка к расчётной толщине обечайки для компенсации коррозии, C = 2,6 мм.

Принимается S = 6 мм.

Расчёт выполнен по ГОСТ 14249-80; ОСТ 26-11-04-84.

$$S = \frac{0,6 \times 600}{2 \times 1 \times 177 - 0,6} + 2,6 = 3,618 \text{ мм}$$

### *Расчёт на прочность обечайки НР 138-85*

Материал обечайки - сталь 10X17H13M2T ГОСТ 5632-72;

Расчётная температура 100°C;

Толщина обечайки определяется по формуле:

$$S = \frac{P \times D}{2 \times \varphi \times \sigma - P} + CS \quad (19)$$

где S - толщина обечайки, мм;

P - давление расчётное, P=1,6 МПа; (16,0 кгс/см<sup>2</sup>);

D - диаметр обечайки внутренний, D=600 мм;

φ - коэффициент прочности продольного сварного шва, φ=1,0;

$[\sigma]$  - допускаемое напряжение материала обечайки  $[\sigma]=174$  МПа; 1740 (кгс/см<sup>2</sup>);

C - прибавка к расчётной толщине обечайки для компенсации коррозии, C=0,6 мм. Принимается S= 6мм.

Расчёт выполнен по ГОСТ 14249-80, ОСТ 26-11-04-84.

$$S = \frac{1,6 \times 600}{2 \times 1 \times 174 - 1,6} + 0,6 = 3,37\text{м}$$

### **Расчёт укрепления отверстия в обечайке КХ 600.21-000PP**

Материал обечайки - сталь ВСт. 3сп4 ГОСТ 380-71;

Материал штуцера - сталь 20 ГОСТ 1050-74;

Расчётная температура 100° C;

$$d_R = d + 2 \times C_s \quad (20)$$

где P - давление расчётное, P=0,6 МПа; (6,0 кгс/см<sup>2</sup>);

D - диаметр обечайки внутренний, D=600 мм;

d - диаметр внутреннего штуцера, d=205 мм;

$d_R$  - расчётный внутренний диаметр штуцера

S - исполнительная толщина обечайки, S=6 мм;

S<sub>1</sub> — исполнительная толщина стенки штуцера, S<sub>1</sub>=7 мм;

$[\sigma]$  - допускаемое напряжение для материала обечайки,  $[\sigma]=149$  МПа (1490 кгс/см<sup>2</sup>);

$[\sigma]_I$  - допускаемое напряжение для материала штуцера,  $[\sigma]_I=142$  МПа (1420 кгс/см<sup>2</sup>);

$\varphi$  - коэффициент прочности сварного соединения,  $\varphi=1,0$ ;

$l_{3R}$  - расчётная длина внутренней части штуцера,  $l_{3R}=0$

C - сумма прибавок к расчётной толщине стенки обечайки, C=2,6мм;

C<sub>s</sub> - сумма прибавок к расчётной толщине стенки штуцера (прибавка для компенсации минусового допуска, коррозии и технологическая прибавка), C<sub>s</sub>=3,05 мм.

$$d_R = 205 + 2 \times 3,05 = 211,1 \text{ (мм)}$$

### 2.3.3 Расчёт укрепления отверстия в обечайке

КХ 600.21000PP. Условие укрепления отверстия определяется по формуле:

$$11R \times (S1 - S1R - CS) \times X1 + 13K \times (S1 - 2 \times Cs) \times X3 + 1R \times (S - SR - C) > 0,5 - (dR - d0R) \times SR$$

Расчётная толщина обечайки определяется по формуле:

$$SR = \frac{P \times D}{2 \times \varphi \times \sigma - P} \quad (21)$$

$$SR = \frac{0,6 \times 600}{2 \times 1 \times 149 - 0,6} = 1,21 \text{ мм}$$

Расчётная толщина стенки штуцера определяется по формуле:

$$S1R = \frac{P \times (d + 2CS)}{2 \times \varphi \times \sigma_1 - P} \quad (22)$$

$$S1R = \frac{0,6 \times (205 + 2 \times 3,05)}{2 \times 1 \times 142 - 0,6} = 0,44 \text{ мм}$$

Расчётный диаметр одиночного отверстия, не требующего укрепления, при отсутствии избыточной толщины стенки сосуда:

$$d_0R = 0,4\sqrt{DR \times (S - C)} \quad (23)$$

$$d_0R = 0,4\sqrt{600 \times (6 - 2,6)} = 18,06$$

Расчётная длина внешней части штуцера определяется по формуле:

$$l_{IR} = 1,25 \sqrt{(d + 2Cs) \times (S1 - Cs)} \quad (24)$$

$$l_{IR} = 1,25\sqrt{(205 + 2 \times 3,05) \times (7 - 3,05)} = 36,85 \text{ мм}$$

Расчётная ширина зоны укрепления в стенке обечайки определяется по формуле:

$$1R = \sqrt{DR \times (S - C)} \quad (25)$$

$$1R = \sqrt{600 \times (6 - 2,6)} = 45,16 \text{ мм}$$

Отношение допускаемых напряжений для штуцера определяется по формуле:

$$x1 = x3 = \frac{\sigma_1}{\sigma} = x3 \quad (26)$$

$$x1 = \frac{142}{149} = 0,95$$

Проверка выполнения условий укрепления:

$$36,8 \times (7 - 0,44 - 3,05) \times 0,95 + 0 \times (7 - 2 \times 3,05) \times 0,95 + 45,16 \times (6 - 1,21 - 2,6) \geq 0,5 \times (211,1 - 18,06) \times 1,21 \quad (27)$$

Итого  $219,2 \geq 116,78$

Условие укрепления выполнено. Расчёт выполнен по ГОСТ 14249-80; ГОСТ 24755-81; ОСТ 26-11-04-84.

### **Расчёт укрепления отверстия в обечайке НР 280-85**

Материал обечайки - сталь 10X17H13M2T ГОСТ 5632-72

Материал штуцера - сталь 10X17H13M2T ГОСТ 5632-72

Расчётная температура 100°C.

$$dR = d + 2Cs \quad (28)$$

где P - давление расчётное, P=1,6 МПа; (16,0 кгс/см<sup>2</sup>);

D - диаметр обечайки внутренний, D=600 мм;

D<sub>R</sub>=D - расчётный внутренний диаметр обечайки, DR=600 мм

d - диаметр внутренний штуцера, d=199 мм

d<sub>R</sub> - расчётный внутренний диаметр штуцера

S - исполнительная толщина стенки обечайки, S=6 мм

S1 - исполнительная толщина стенки штуцера, S1=10 мм

[σ] - допускаемое напряжение для материала обечайки, [σ] = 174 МПа (1740 кгс/см<sup>2</sup>);

[σ] - допускаемое напряжение для материала штуцера, [σ] 1= 174 МПа (1740 кгс/см<sup>2</sup>);

φ - коэффициент прочности сварного соединения, φ=1,0;

l<sub>3R</sub> - расчётная длина внутренней части штуцера, l<sub>3R</sub>=0

C - сумма прибавок к расчётной толщине стенки обечайки, C=0,6 мм;

Cs - сумма прибавок к расчётной толщине стенки штуцера (прибавка для компенсации минусового допуска, коррозии и технологическая прибавка),

Cs=1,5 мм.

$$dR=199+2\times 1.5=202 \text{ мм}$$

Условие укрепления отверстия определяется по формуле:

$$11R\times(S1S1R-Cs)x1+ l3R\times(S1-2\times Cs)\times x3+lR\times(S-SR-C)\geq 0,5\times(dR-d0R)\times SR \quad (29)$$

Расчётная толщина обечайки определяется по формуле:

$$SR = \frac{P \times D}{2 \times \varphi \times \sigma - P} \quad (30)$$

$$SR = \frac{1,6 \times 600}{2 \times 1 \times 174 - 1,6} = 2,77 \text{ м}$$

Расчётная толщина стенки штуцера определяется по формуле:

$$S1R = \frac{P \times (d + 2 \times Cs)}{2 \times \varphi \times \sigma - P} \quad (31)$$

$$S1R = \frac{1,6 \times (199 + 2 \times 1,5)}{2 \times 1 \times 174 - 1,6} = 0,933 \text{ мм}$$

Расчётный диаметр одиночного отверстия, не требующего укрепления, при отсутствии избыточной толщины стенки сосуда:

$$d_{0R} = 0,4 \sqrt{DR \times (S - C)} \quad (32)$$

$$d_{0R} = 0,4 \sqrt{600 \times (6 - 0,6)} = 22,768 \text{ мм}$$

Расчётная длина внешней части штуцера определяется по формуле:

$$l_{1R} = 1,25 \sqrt{(d + 2Cs) \times (S1 - Cs)}$$

$$l_{1R} = 1,25 \sqrt{(199 + 2 \times 1,5) \times (10 - 1,5)} = 51,795 \text{ мм} \quad (33)$$

Расчётная ширина зоны укрепления в стенке обечайки определяется по формуле:

$$I_R = \sqrt{DR(S - C)} = 56,92 \text{ мм} \quad (34)$$

$$1r = \sqrt{600 \times (6 - 0,6)} = 56,92 \text{ мм}$$

Отношение допускаемых напряжений для штуцера определяется по формуле:

$$x1 = x3 = \frac{\sigma_1}{\sigma} \quad (35)$$

$$x1 = \frac{174}{174} = 0,1$$

Проверка выполнения условия укрепления:

$$51,795 \times (10 - 0,933 - 1,5) \times 1,0 + 0 \times (10 - 2 \times 1,5) \times 1,0 + 56,92 \times (6 - 2,77 - 0,5) \geq 0,5 \times (202 - 22,768) \times 2,77$$

Итого  $541,631 > 248,236$

Условие укрепления выполнено.

Расчёт выполнен по ГОСТ 24755-81; ГОСТ 14249-80; ОСТ 26-11-04-84.

### 2.3.4 Расчёт плоской крышки КНГ 3522-000PP

Материал крышки - сталь 16ГС по ГОСТ 5520-79

Давление расчётное  $P=0,6$  МПа ( $6 \text{ кгс/см}^2$ )

Расчётная температура  $100^\circ\text{C}$ . Плоские круглые крышки рассчитываются на внутренне давление по формулам:

$$SIR = k0 \times k1 \times DR \sqrt{\frac{P}{\sigma \times \varphi}} \quad (36)$$

$$SI \geq SIR + C \quad (37)$$

$k1$ - коэффициент, определяется по формуле:

$$k1 = 0,41 \quad (38)$$

$$\varphi = 1 + \frac{Rn}{Qq} \quad (39)$$

$$Qq = 0,785 \times n \times D_{сп}^2 \quad (40)$$

где,  $Qq$ - равнодействующая внутреннего давления.

$$Qq = 0,785 \times 6 \times 65,1^2 = 19961,03 \text{ кг/см}$$

$$Rn = 2 \times \pi \times D_{сп} \times b0 \times m \times P \quad (41)$$

где  $R_n$  - реакция прокладки в рабочих условиях;

$b_0=1,2$  см – эффективная ширина уплотнения;

$m=2,25$  - прокладочный коэффициент.

$$R_n = 2 \times 3,14 \times 65,1 \times 1,2 \times 2,25 \times 6 = 6623 \frac{\text{КГ}}{\text{СМ}}$$

$$\frac{D_3}{D_{\text{ср}}} = \frac{70}{65,1} = 1,08 \quad (42)$$

$$\varphi = 1 + 6623/19961,03 = 1,33 \quad (43)$$

$$k_1 = 0,41 \times \sqrt{\frac{\left(1 + 3 \times 1,33 \times \left(\frac{70}{65,1} - 1\right)\right)}{70/65,1}} = 0,45 \quad (44)$$

где  $k_0=1$  - коэффициент для плоской крышки, не имеющей отверстий;

$[\sigma]=1600$  кгс/см<sup>2</sup> - допускаемое напряжение;

$\varphi$  - коэффициент прочности сварного соединения,  $\varphi=1,0$ ;

$C=0,3$  см - прибавка на коррозию.

$$S_1 R = 1 \times 0,45 \times 65,1 \quad (45)$$

$$S_1 = 1,79 + 0,3 = 2,09 \text{ см} \quad (46)$$

Принимается  $S_1=3,4$  см.

Толщина плоской крышки в месте уплотнения определяется по формуле:

$$S_n \geq \max k_2 \times \sqrt{\frac{R_b}{\sigma}} + C \quad (47)$$

$$R_b = Qq + R_n \quad (48)$$

где  $R_b$  - болтовая нагрузка в рабочих условиях.

$$R_b = 19961,03 + 6623 = 26584 \text{ кг/см}$$

$k_2$  - коэффициент, определяется по формуле:

$$k_2 = 0,8 \times \sqrt{\frac{D_3}{D_{\text{ср}}} - 1} \quad (49)$$

$$k_2 = 0,8 \times \sqrt{\frac{70}{65,1} - 1} = 0,22$$

$$S_n = 0,22 \times \sqrt{\frac{26584}{1600}} + 0,3 = 1,2 \text{ см} \quad (50)$$

$$Sn=0,6 \times \frac{26584}{1600 \times 65,1} + 0,3 = 0,45 \text{ см} \quad (51)$$

Принимается  $Sn=2,7$  см

Расчёт выполнен по ГОСТ 14249-80.

## 2.4 Расчет абсорбера

### 2.4.1 Расчёт расхода газа, необходимого для выпаривания

$$M=0,047 \text{ кг/с}$$

$M$  - количество вещества, переходящее из газовой смеси в жидкую фазу в единицу времени, или нагрузка аппарата.

Примем  $W=D$

$W$  - количество выпариваемой воды.

$D$  - количество греющего пара.

$\rho$  азота =  $1,25046$  [кг/м<sup>3</sup>] - плотность азота при нормальных условиях.

$T_0=273$ К;  $t=110$ °С;  $P_0=0,1$  МПа;  $P=1$  МПа.

$$\rho \text{ азота} = \rho \text{ азота} \times T_0 / (T_0 + t) \times P / P_0 \quad (52)$$

$$\rho \text{ азота} = 1,25046 \times (273 / (273 + 110)) \times 1 / 0,1 = 9,837$$

$$V = V_0 \times (T_0 + t) / T_0 \times P / P_0 \quad (53)$$

где  $V_0$  - объёмный расход азота при нормальных условиях (0 °С; 760 мм.рт.ст.=0,1 Мпа),  $V_0=0,47$  м<sup>3</sup>/с.

$$V = 0,47 \times (273 + 110) / 273 = 0,66 \text{ м}^3/\text{с}$$

### 2.4.2 Расчёт скорости газа и диаметр абсорбера

Скорость газа в точке инверсии фаз  $\omega_{\text{п}}$  м/с, определяется из уравнения

[9]:

$$1g[(\omega_{\text{п}}^2 \times \sigma \times \rho_r \times \mu^{0,16}) / (g \times V^3 \times (\rho_{\text{ж}} - \rho_r))] = A - 1,75(L/G)^{0,25} \times (\rho_r / (\rho_{\text{ж}} - \rho_r))^{0,125} \quad (54)$$

где,  $\sigma$  - удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

$g$  - ускорение свободного падения, м/сек<sup>2</sup>;

$V_{\text{СВ}}$  - свободный объём насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;

$\rho_r, \rho_{\text{ж}}$  - плотность газа и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_{\text{ж}}$  - вязкость жидкости, спз;

$A = -0,022$  (для процесса абсорбции);

$L$  и  $G$  - расход жидкости и газа, кг/ч.

Рабочая скорость газа (или пара) в обычных насадочных колоннах:  $\omega = (0,6 \dots 0,85) \cdot \omega_n$  [7].

В рассматриваемом проекте используются в качестве насадки керамические кольца Рашига упорядоченные, возьмем насадки размером 80X80X80, насадки из таких колец имеют следующие характеристики (см. табл. 11)

**Таблица 11 - Таблица характеристик**

Насадки	$\sigma$	$v_{CB}$	$d_s$	$\beta$	число шт. в $1\text{ м}^3$
50X50X5	110	0,735	0,027	650	8500
80X80X8	80	0,72	0,036	670	2200
100X100X10	60	0,72	0,048	670	1050
	$[\text{м}^2/\text{м}^3]$	$[\text{м}^3/\text{м}^3]$	$[\text{м}]$	$[\text{кг}/\text{м}^3]$	

$\rho_{\text{азота}}$  при  $t=110 = 9,837$  Кг/м

$\rho_{\text{ж}} = 998$  кг/м<sup>3</sup>

$$\lg[(\omega_n^2 - 80 - 9,837 - 1,005^{0,16}) / (9,8 - 0,72^3 - (998 - 9,837))] = 0,022 - 1,75 \times (1/1)^{0,25} \\ \times (9,837 / (998 - 9,837))^{0,125}$$

$\omega_n = 0,959$  м/с

Рабочая скорость газа в насадочном абсорбере:

$\omega = (0,6 \dots 0,85) \times \omega_n$

$\omega = 0,85 \cdot 0,959 = 0,815$  м/с

Диаметр абсорбера находим по уравнению объёмного расхода:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times V}{\pi \times \omega}} \quad (55)$$

где  $V$  - объёмный расход газа при условиях в абсорбере, м<sup>3</sup>/с;

$V = 0,16$  м<sup>3</sup>/с.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times V}{\pi \times \omega}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,16}{3,14 \times 0,815}} = 0,5 \text{ м} \quad (56)$$

### 2.4.3 Расчёт плотности орошения и активной поверхности насадки

Плотность орошения рассчитывается по формуле:

$$U=L/ p_{ж} \times S \quad (57)$$
$$U=1/ 998 \times 0,19=5 \times 10^{-3} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \times \text{с})$$

При недостаточной плотности орошения и неправильной организации подачи жидкости поверхность насадки может быть смочена не полностью. Но даже часть смоченной поверхности практически не участвует в процессе массопередачи ввиду наличия застойных зон жидкости или неравномерного распределения газа по сечению колоны [10]. Существует некоторая минимальная эффективная плотность орошения **U<sub>min</sub>** выше которой всю поверхность насадки можно считать смоченной. Для насадочных абсорберов минимальную эффективную плотность орошения **U<sub>min</sub>** находят по соотношению:

$$U_{\min} = \sigma \times q_{\text{эф}} \quad (58)$$

где **q<sub>эф</sub>** – эффективная линейная плотность орошения м<sup>2</sup>/с

$$q_{\text{эф}}=0,022 \times 10^{-3}$$

*Расчёт поверхности массопередачи и высоты абсорбера:* высоту насадки, требуемую для создания этой поверхности массопередачи, рассчитаем по формуле:

$$H = \frac{F}{0,785 \times \sigma \times D^2 \times \varphi_a} \quad (59)$$

где F- поверхность массопередачи, м<sup>2</sup>;

σ- удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

D- диаметр абсорбера, м;

φ<sub>а</sub>- доля активной поверхности.

$$H=20,41/(0,785 \times 80 \times 0,5^2 \times 1,001)=1,3$$

Механический расчет основных узлов и деталей абсорбера состоит из проверки на прочность отдельных узлов и деталей и сводится к определению номинальных размеров (толщины стенок, обечаек, фланцев, днищ и т.д.), которые должны обеспечить необходимую долговечность.

Расчет толщины цилиндрических обечаек с учетом прибавок производится по формуле [8]:

$$S = S' + C_1 + C_2 + C_3, \quad (60)$$

где,  $S'$  - номинальная толщина стенки, мм;

$C_1$  - прибавка для компенсации коррозии и эрозии, мм;

$C_2$  - прибавка для компенсации минусового допуска, мм;

$C_3$  - технологическая прибавка для компенсации утонения стенки при технологических операциях, мм.

Так как  $S = 1806 > 25$  номинальную толщину стенки определяем по формуле [7]:

$$S' = \frac{p \times D}{2\sigma \times \varphi} \quad (61)$$

где,  $p$  - расчетное давление, МПа;

$D$  - внутренний диаметр абсорбера, мм;

$[\sigma]$  - допускаемое напряжение, МПа;

$\varphi$  - коэффициент прочности сварного шва.

Коэффициент прочности сварного шва ( $\varphi = 1,0$  при контроле шва на длине 100% и  $\varphi = 0,9$  при 50% -ном контроле длины шва).

Исполнительную толщину стенки выбирают из стандартного ряда толщин труб или листового проката. Фактическая толщина должна быть больше расчетной величины и обеспечивать также необходимую жесткость обечайки. Минимальная толщина цилиндрических обечаек без прибавки на коррозию и эрозию зависит от их диаметра (табл. 12):

**Таблица 12 - Цилиндрические обечайки**

D, мм	от 150 до 400	свыше 400 до 1000	свыше 1000 до 2000
S, мм	2	3	4

$p = 0,1$  [МПа],  $D = 500$

$[\sigma] = 183$  [МПа] [7]

$\varphi = 1$  (при контроле шва на длине 100%)

$C_1 = 2$  [мм],  $C_2 = 0,2$  [мм],  $C_3 = 0,5$  [мм]

Номинальная расчетная толщина стенки  $s_i$  меньше минимальной толщины, поэтому номинальную толщину принимаем равной 3мм, с учетом

прибавок на коррозию и эрозию толщину стенки принимаем равной  $S=6$  мм.

Допускаемое давление в обечайке определим по формуле [14]:

$$Pd = \frac{2 \times \sigma \times (s - C1)}{D + (s - C1)} \quad (62)$$

где,  $[\sigma]$  - допускаемое напряжение, МПа;

$s$  - толщина цилиндрической обечайки, мм;

$D$  - внутренний диаметр абсорбера, мм;

$C1$  - прибавка для компенсации коррозии и эрозии, мм;

$$[\sigma] = 183 \text{ МПа}$$

$$s = 8 [\text{мм}] \quad D = 500 \quad C_1 = 2 [\text{мм}]$$

$$p_d = (2 \times 186 \times (8 - 2)) / (500 + (8 - 2)) = 4,48 \text{ МПа}$$

Необходимую толщину эллиптических днищ вычисляют по уравнению:

$$S = \frac{p \times R}{2 \times \sigma \times \phi} + C1 + C2 + C3 \quad (63)$$

где  $p$  - расчетное давление, МПа;

$[\sigma]$  - допускаемое напряжение, МПа;

$\phi$  - коэффициент прочности сварного шва;

$R$  - максимальный радиус кривизны днища, мм.

$C_1$  - прибавка для компенсации коррозии и эрозии, мм;

$C_2$  - прибавка для компенсации минусового допуска, мм;

$C_3$  - технологическая прибавка для компенсации утонения стенки при технологических операциях, мм.

Максимальный радиус кривизны рассчитывается по формуле:

$$R = \frac{D^2}{4 \times h_b} \quad (64)$$

где  $D$  - внутренний диаметр абсорбера, мм;

$H$  - высота днища, мм.

$$D = 500 \text{ мм}$$

$$h_b = 350 [\text{лш}] [14]$$

$$R = 500^2 / (4 \cdot 350) = 180$$

$$S = (0,1 \cdot 180) / (2 \cdot 183 - 1) + 2 + 0,2 + 0,5 = 3 \text{ мм}$$

Толщину эллиптического днища принимаем равной 8 мм, исходя из условий

соответствующих толщине обечайки.

## 2.5 Расчет экономической эффективности работы

На основании выше проведенного расчета в технологическую схему требуется включить абсорбер, т.е. требуются материальные затраты. Численность обслуживающего персонала стадии оксимирования не меняется, соответственно, не меняются связанные с этим статьи расходов, такие как фонд заработной платы, социальные отчисления и т.д. Стоимость основных фондов:

- Здания и сооружения - 2983697 руб.
- Оборудование и трубопроводы - 434133 54 руб.
- Средства автоматизации - 22567324 руб.
- Ремонтный фонд - 1245000 руб.

**Таблица 13 - Краткая характеристика сравниваемых объектов**

Базовый вариант	Проектный вариант
В базовом варианте данные аппараты отсутствуют.	Добавляются три новых аппарата: подогреватель, абсорбер и конденсатор, для осушения оксима перед перегруппировкой, что повышает качество производимой продукции, а соответственно и цену.

### 2.5.1 Расчет затрат на сырье.

Расчёт затрат на сырьё, поступающее на осушку по проекту приводится в таблице 14.

**Таблица 14 - Расход сырья на осушку**

Компонент	По проекту	
	кг/ч	т/год
Оксим	11209	96845,76
Азот	168,1	4034,4
Всего	11321	96848,448

Определим затраты на сырье по формуле:

$$Z_c = \sum_{i=1}^{ni} M_{ci} \times C_{ci} \quad (65)$$

где  $Z_c$  — затраты на сырье, руб.;

$M_{ci}$  - количество  $i$ -го компонента сырья, т;

$C_{ci}$  - цена 1 т  $i$ -го компонента сырья, руб.

*Затраты на сырье:*

$$Z_{\text{оксим}} = 96845,76 \times 71886,24 = 6961877546,34 \text{ руб.};$$

$$Z_{\text{азот}} = 4034,4 \times 994,92 = 4013905,24 \text{ руб.}$$

*Общие затраты на сырье проектные:*

$$Z_c = Z_{\text{оксим}} + Z_{\text{азот}} \quad (66)$$

$$Z_c = 6961877546,34 + 4013905,24 = 6965891451,58 \text{ руб.}$$

## 2.5.2 Расчет фонда оплаты труда и начислений

**Таблица 15 - Штатное расписание**

Наименование должностей	Штат, чел.	Оклад, руб.	Разряд	ФОТ, руб.
Начальник смены	5	10750	б/р	53750
Аппаратчик синтеза	5	9125	6	45625
Аппаратчик оксимирования	5	8250	5	41250
Слесарь-ремонтник	3	7875	5	23375
Слесарь КИПиА	1	8750	6	8750
<b>Итого</b>	<b>19</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>172750</b>

Заработная плата обслуживающего персонала за год составляет:

$$\Phi_T = 172750 \times 12 = 2073000 \text{ руб.} \quad (67)$$

Доплата за работу в ночное время равна 40% от тарифной ставки, в вечернее - 20%. Фонд оплаты труда в ночное и вечернее время определим по формуле:

$$\Phi_{\text{НВ}} = \frac{\Phi_{\text{Т}} \times \text{Н}_{\text{Н}}}{3 \times 100\%} + \frac{\Phi_{\text{Т}} \times \text{Н}_{\text{В}}}{3 \times 100\%}, \quad (68)$$

где  $\Phi_{\text{НВ}}$  – фонд оплаты за ночное и вечернее время, руб.;

$\text{Н}_{\text{Н}}$  – норматив ночных,  $\text{Н}_{\text{Н}} = 40\%$ ,

$\text{Н}_{\text{В}}$  — норматив вечерних,  $\text{Н}_{\text{В}} = 20\%$

$$\Phi_{\text{НВ}} = \frac{1761000 \times 40}{3 \times 100} + \frac{1761000 \times 20}{3 \times 20} = 352200 \text{ руб}$$

Фонд оплаты труда в праздничные дни определяем по формуле:

$$\Phi_{\text{празд}} = T_{\text{ср час}} \times t_{\text{СМ}} \times n_{\text{СМ}} \times T_{\text{празд}} \Phi_{\text{празд}} \quad (69)$$

где  $t_{\text{СМ}}$  - продолжительность смены,  $t_{\text{СМ}} = 12$  час.;

$n_{\text{СМ}}$  – число смен в сутки,  $n_{\text{СМ}} = 2$  смены;

$T_{\text{празд}}$  - число праздничных дней в году,  $T_{\text{празд}} = 12$  дней;

$T_{\text{ср час}}$  - среднечасовая тарифная ставка.

$$\Phi_{\text{празд}} = (45,57 \times 1 + 37,11 \times 1 + 32,55 \times 1) \times 12 \times 2 \times 12 = 33186,25 \text{ руб.}$$

Основной фонд заработной платы определяем по формуле:

$$\Phi_0 = \Phi_{\text{Т}} + \Phi_{\text{НВ}} + \Phi_{\text{празд}} \quad (70)$$

$$\Phi_0 = 2073000 + 967400 + 33186,25 = 3073586,25 \text{ руб.}$$

Дополнительный фонд заработной платы определяем по формуле:

$$\Phi_{\text{Д}} = \frac{\Phi_0 \times \text{Н}_{\text{Д}}}{100\%}, \quad (71)$$

где  $\text{Н}_{\text{Д}}$  - норматив дополнительной заработной платы.

$$\Phi_{\text{Д}} = \frac{2146386,25 \times 67}{100} = 1438078,79 \text{ руб.}$$

Годовой фонд заработной платы:

$$\Phi_{\text{год}} = \Phi_0 + \Phi_{\text{Д}} \quad (72)$$

$$\Phi_{\text{год}} = 3073586,25 + 2059302,79 = 5132889,04 \text{ руб.}$$

Рассчитаем социальные отчисления по формуле:

$$\text{З}_{\text{соц}} = \frac{\Phi_{\text{год}} \times \text{Н}_{\text{соц}}}{100\%} \quad (73)$$

где  $\text{Н}_{\text{соц}}$  - норматив социальных отчислений,  $\text{Н}_{\text{соц}} = 34\%$

$$\text{З}_{\text{соц}} = \frac{3584465,04 \times 34}{100} = 1218718,11 \text{ руб.}$$

### 2.5.3 Расчет затрат на амортизацию

Амортизационные отчисления рассчитываем по формуле:

$$A = \frac{OF \times H_a}{100\%} \quad (74)$$

где OF — стоимость основных фондов;

$H_a$  - норматив амортизации (для зданий и сооружений - 1,7%, для оборудования - 9,0%).

$$A_{зд} = \frac{2983697 \times 1,7}{100} = 50722,85 \text{ руб.} \quad (75)$$

$$A_{об} = \frac{(43413354 + 22567324) \times 9}{100} = 5938261,02 \text{ руб.} \quad (76)$$

$$A = A_{зд} + A_{об} \quad (77)$$

$$A = 50722,85 + 5938261,02 = 5988983,87 \text{ руб.}$$

Амортизационные отчисления, приходящиеся на 1 тонну готовой продукции:

$$A' = A / 125000 \quad (78)$$

$$A' = 5988983,87 / 125000 = 47,91 \text{ руб/т}$$

Расчет затрат на электроэнергию и на технологические цели Затраты на электроэнергию определим по формуле:

$$Z_{эл} = M \times H \times Ц \quad (79)$$

где M - производительность по целевой продукции, т/год;

H - расходный коэффициент на тонну целевой продукции, кВт\*ч/т;

Ц - цена единицы энергии, руб./кВт\*ч.

$$Z_{эл} = 95000 \times 300 \times 2,13 = 60705000 \text{ руб.}$$

По аналогии рассчитаем затраты на тепловую энергию (пар) и оборотную воду. Затраты на тепловую энергию:

$$Z_{хэ} = 95000 \times 2,57 \times 580,19 = 141666066 \text{ руб.} \quad (80)$$

Затраты на оборотную воду:

$$Z_{ов} = 95000 \times 366 \times 0,5 = 17385000 \text{ руб.} \quad (81)$$

### 2.5.4 Расчет общехозяйственных и общезаводских расходов

Сумма общехозяйственных расходов определяется по формуле:

$$Z_{\text{ох}} = Z_{\text{эл}} + Z_{\text{тэ}} + Z_{\text{ов}} \quad (82)$$

Общехозяйственные расходы:

$$Z_{\text{ох}} = 60705000 + 141666066 + 17385000 = 219756066 \text{ руб.}$$

Сумма всех затрат:

$$Z_{\text{общ}} = \Phi_{\text{год}} + Z_{\text{соц}} + A + Z_{\text{ох}} + Z_{\text{рем}} \quad (83)$$

Сумма всех затрат:

$$Z_{\text{общ}} = 5132889,04 + 1745182,3 + 5988983,87 + 219756066 + 1245000 = 233868121,21 \text{ руб.}$$

Годовые затраты на общецеховые расходы составляют 34,4% от суммы всех затрат, кроме затрат на сырье. Затраты на общецеховые расходы определим по формуле:

$$Z_{\text{цех}} = Z_{\text{общ}} \times 34,4 / 100 \quad (84)$$

Затраты на общецеховые расходы:

$$Z_{\text{цех}} = 233868121,21 \times 34,4 / 100 = 80450633,70 \text{ руб.}$$

Годовые затраты на общезаводские расходы составляют 114% от суммы всех затрат без стоимости сырья. Годовые затраты на общезаводские расходы:

$$Z_{\text{об.зав}} = 233868121,21 \times 114 / 100 = 266609658,18 \text{ руб.} \quad (85)$$

Годовые затраты на общепроизводственные расходы составляют 16% от суммы общезаводских расходов. Годовые затраты на общепроизводственные расходы:

$$Z_{\text{об.пр}} = 266609658,18 \times 16 / 100 = 42657545,31 \text{ руб.} \quad (86)$$

Затраты на единицу продукции:

$$Z_{\text{цех}} = Z_{\text{цех}} / M = 80450633,70 / 95000 = 846,85 \text{ руб./т} \quad (87)$$

$$Z_{\text{об.зав}} = Z_{\text{об.зав}} / M = 266609658,18 / 95000 = 2806,42 \text{ руб./т} \quad (88)$$

$$Z_{\text{об.пр}} = Z_{\text{об.пр}} / M = 42657545,31 / 95000 = 449,03 \text{ руб./т} \quad (89)$$

Полученные данные сводим в таблицу 16.

**Таблица 16 -Калькуляция себестоимости продукции**

Наименование статей расходов	Единица измерения	Сумма затрат, руб./год
Сырье	т	7485657912,19
Исключая стоимость побочной продукции	т	6330125412,19
Энергозатраты: Электроэнергия	кВт/ч	60705000
Тепловая энергия	Гкалл.	141666066
Оборотная вода	м <sup>3</sup>	17385000
<b>Итого по статье:</b>		<b>219756066</b>
Фонд заработной платы		
Отчисления	руб.	5132889,04
Текущий и капитальный ремонт	руб.	1218718,11
Амортизация	руб.	1245000
Общепроизводственные	руб.	5988983,87
затраты	руб.	42657545,31
Цеховые расходы	руб.	80450633,70
Общезаводские расходы	руб.	266609658,18
Итого по статье:		398297410,52
Всего затраты на выпуск продукции	руб./год	6948178888,37
Себестоимость одной тонны продукции	руб./т	73138,73

### 2.5.5 Расчет себестоимости продукции

Себестоимость одной тонны продукции определяем по формуле:

$$C_{п} = \frac{З}{М} \quad (90)$$

где  $C_{п}$  - себестоимость тонны продукции, руб./т;

З - годовые суммарные затраты, руб.;

М - производительность по готовой продукции, т/год.

$$C_{\pi} = 6948178888,37 / 95000 = 73138,73 \text{ руб./т}$$

### 2.5.6 Оценка экономической эффективности реализации проекта

Текущая себестоимость. Прибыль рассчитывается по формуле:

$$Pr = C_{\pi} - C_{\pi} \quad (91)$$

где  $C_{\pi}$  — цена 1 тонны продукции, руб.;

$C_{\pi}$  - себестоимость 1 тонны продукции, руб.

$$Pr = 92000 - 73138,73 - 18861,27 \text{ руб.}$$

Текущая прибыль:

Проектная прибыль:

$$Pr_1 = 93448,05 - 74138,74 = 19309,31 \text{ руб.}$$

Валовая выручка:

$$BB = M \times C_{\pi} \quad (92)$$

Валовая выручка текущая:

$$BB = 95000 \times 92000 = 8740 \text{ млн. руб.}$$

Валовая выручка проектная:

$$BB_1 = 95000 \times 93448,05 = 8877 \text{ млн. руб.}$$

Рентабельность определяем по формуле:

$$P = \frac{C_{\pi} - C_{\pi}}{C_{\pi}} \times 100\% \quad (93)$$

Рентабельность текущая:

$$P = (92000 - 73138,73) / 73138,73 \times 100 = 25,79\%$$

Рентабельность проектная:

$$P_1 = (92000 - 74138,74) / 74138,74 \times 100 = 24,5\%$$

Полученные данные сводим в таблицу 17.

**Таблица 17 -Технико-экономические показатели**

Наименование	Единицы измерения	Базовые	Проектные
Мощность по целевому продукту	т/год	95000	95000

<b>Наименование</b>	<b>Единицы измерения</b>	<b>Базовые</b>	<b>Проектные</b>
Себестоимость 1 т продукции	руб.	73138,73	74138,74
Прибыль с 1 т продукции	руб.	18861,27	19309,31
Прибыль годовая	руб.	1791820650	1834384450
Прирост прибыли	руб.	42563800	
Рентабельность	%	25,79	24,5

## **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

В работе представлен теоретический анализ исследования на основе литературного обзора. Рассматривался процесс осушки циклогексанооксида в производстве капролактама. Были представлены материальный и тепловой баланс. В результате расчётов установлено, что возможно осушение циклогексанооксида до содержания 3% влаги.

Проведено совершенствование процесса осушки циклогексанооксида в производстве капролактама на ОАО «КуйбышевАзот» за счет добавления трех новых аппарата: подогреватель, абсорбер и конденсатор, для осушения оксида перед перегруппировкой, что повысит качество производимой продукции, а соответственно и цену.

Проведена экономическая оценка, которая показала, что снижение влаги ведёт к увеличению рыночной стоимости конечного продукта, за счёт чего данная модернизация является выгодной.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Кухарский М. Лабораторные работы по химии и полимерных материалов. Учебник для ВУЗов. / М. Кухарский, Я. Линдеман, Я. Мальчевский, Т. Рабек.- М.:1965. -394 с.
2. Овчинников В.И. Производство капролактама. Учебник для ВУЗов. / В.И. Овчинников, В.Р. Ручинский. - М.: Химия, 1997.- 273 с,
3. Лернер И.М. Указатель препаративных синтезов органических соединений. Учебник для ВУЗов. / И.М. Лернер, А.И. Берлин, Н.М. Славачевская. - Л.: Химия, 1973.- 354с.
4. Платэ А.Ф. Органические реакции. Учебник для ВУЗов. / А.Ф. Платэ, И.Ф. Луценко. - М.: Мир, 1965. - 503 с.
5. Кочетков Н.К. Общая органическая химия. Учебник для ВУЗов. / Н.К. Кочетков, А.В. Бакиновский. - М.: Химия, 1982. - 285 с.
6. Мухлёнов И.П. Расчёты химико-технологических процессов. Учебное пособие. / И.П. Мухлёнов. - Л.: Химия, 1976. - 304.
7. Доманский И.В. Машины и аппараты химических производств. Учебник для ВУЗов. / И.В. Доманский, В.П. Исаков, Г.М. Островский. - Л.: Машиностроение, 1982. - 384 с.
8. Овсянник А.В. Теплообмен. Учебник для ВУЗов. / А.В. Овсянник, М.Н. Новиков, А.В. Шаповалов. - М.: Химия, 2007.- 172 с.
9. Григорьева В.А. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника. Справочник. / В.А. Григорьева, В.М. Зорина. - М.: Энергоатомиздат, 1989.- 375 с.
13. Нащокин В.В. Техническая термодинамика и теплопередача. Учебник для ВУЗов. / В.В. Нащокин. - М.: Высшая школа, 1980. - 304 с.
14. Химия [Электронный ресурс] : сборник вопросов и задач : [учеб. пособие для старшеклассников] / В. Н. Пророков [и др.] ; Иван. гос. хим.-технол. ун-т ; под ред. В. Н. Пророкова. - 2-е изд., перераб. и доп. - Иваново : [ИГХТУ], 2009. - 172 с.
15. Термомеханический метод исследования полимеров [Электронный ре-

- курс] : методические указания к лабораторному практикуму по химии и физике полимеров / Иван. гос. хим.-технол. ун-т ; сост. А. П. Белокурова [и др.]. - Иваново : [ИГХТУ], 2006. - 36 с. : ил.
16. Артеменко А. И. Органическая химия для нехимических направлений подготовки [Электронный ресурс] : учеб. пособие для вузов / А. И. Артеменко. - Изд. 3-е, испр. - Санкт-Петербург : Лань, 2013. - 605 с. : ил. -
  17. Афанасьев Б. Н. Физическая химия [Электронный ресурс] : учеб. пособие для вузов / Б. Н. Афанасьев, Ю. П. Акулова. - Санкт-Петербург : Лань, 2012. - 463 с. : ил.
  18. Усачева Т. С. Общая химическая технология полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / Т. С. Усачева, В. А. Козлов ; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. - Иваново : [ИГХТУ], 2012. - 238 с. : ил.
  19. Семчиков Ю. Д. Введение в химию полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / Ю. Д. Семчиков, С. Ф. Жильцов, С. Д. Зайцев. - Санкт-Петербург : Лань, 2012. - 222 с. : ил. -
  20. Ахметов Н. С. Общая и неорганическая химия [Электронный ресурс] : учеб. пособие для вузов / Н. С. Ахметов. - Изд. 8-е, стер. - Санкт-Петербург : Лань, 2014. - 743 с. : ил.
  21. Органическая химия [Электронный ресурс] : базовый курс : учеб. пособие для вузов / Д. Б. Березин [и др.]. - Изд. 2-е, испр. и доп. - Санкт-Петербург : Лань, 2014. - 237 с. : ил.
  22. 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. : ил.
  23. Гельфман М. И. Химия [Электронный ресурс] : учебник / М. И. Гельфман, В. П. Юстратов. - Изд. 4-е, стер. - Санкт-Петербург : Лань, 2008. - 472 с. : ил.
  24. Белоусов К. И. Теория и методология полиструктурного синтеза текста [Электронный ресурс] : монография / К. И. Белоусов. - Москва : Флинта : Наука, 2009. - 216 с.

25. Казиев В. М. Введение в анализ, синтез и моделирование систем [Электронный ресурс] : [учебное пособие] / В. М. Казиев. - 2-е изд., испр. - Москва : ИНТУИТ, 2016. - 270 с. - (Основы информационных технологий).
26. Рогачев А. С. Горение для синтеза материалов [Электронный ресурс] : Введение в структурную макрокинетическую : [монография] / А. С. Рогачев, А. С. Мукасян. - Москва : ФИЗМАТЛИТ, 2013. - 398 с.
27. Крылов Ю. А. Энергосбережение и автоматизация производства в теплоэнергетическом хозяйстве города [Электронный ресурс] : Частотно-регулируемый электропривод : учеб. пособие / Ю. А. Крылов, А. С. Карандаев, В. Н. Медведев. - Санкт-Петербург : Лань, 2013. - 176 с. : ил. -.
28. Семенов Б. А. Инженерный эксперимент в промышленной теплотехнике, теплоэнергетике и теплотехнологиях [Электронный ресурс] : учеб. пособие / Б. А. Семенов. - Изд. 2-е, доп. - Санкт-Петербург : Лань, 2013. - 400 с. : ил.
29. Кудинов А. А. Энергосбережение в теплоэнергетике и теплотехнологиях [Электронный ресурс] : [производственно-практическое издание] / А. А. Кудинов, С. К. Зиганшина. - Москва : Машиностроение, 2011. - 374 с.
30. Андрияшин А. В. Управление и инноватика в теплоэнергетике [Электронный ресурс] : учебное пособие для вузов / А. В. Андрияшин, В. Р. Сабанин, Н. И. Смирнов. - Гриф УМО. - Москва : МЭИ, 2011. - 392 с. : ил. - Библиогр.: с. 385-387. - Прил.: с. 331-384. - Предметный указатель с. 388-391.
31. Основы современной энергетики [Электронный ресурс]: учебное пособие для вузов. В 2 т. Т. 1. Современная теплоэнергетика / А. Д. Трухний [и др.] ; под общ. ред. Е. В. Аметистова ; ред. 1 т. А. Д. Трухний. - 5-е изд., стер. ; Гриф УМО. - Москва : МЭИ, 2010. - 472 с. : ил. - Библиогр. в конце глав. - Словарь терм.: с. 446-.
32. Белкин А. П. Диагностика теплоэнергетического оборудования [Электронный ресурс] : учеб. пособие / А. П. Белкин, О. А. Степанов. - Санкт-Петербург : Лань, 2016. - 240 с.

33. Павлов Н. Н. Общая и неорганическая химия : учеб. для вузов / Н. Н. Павлов. - 2-е изд., перераб. и доп. ; Гриф МО. - М. : Дрофа, 2002. - 447 с. : ил. - (Высшее образование). - Библиогр.: с. 437. - Предм.-имен. указ.: с. 438-444.
34. Кулезнев В.Н. Химия и физика полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / В. Н. Кулезнев, В. А. Шершнеv. - Изд. 3-е, испр. - Санкт-Петербург : Лань, 2014. - 367 с. : ил.
35. Наноструктуры в полимерах [Электронный ресурс] : учеб.пособие / сост. Г. Н. Федотов, А. Ф. Гордова. - Москва : МГПУ, 2013. - 98 с.
36. Семчиков Ю. Д. Введение в химию полимеров [Электронный ресурс] : учеб.пособие / Ю. Д. Семчиков, С. Ф. Жильцов, С. Д. Зайцев. - Санкт-Петербург : Лань, 2012. - 222 с. : ил.
37. Усачева Т. С. Общая химическая технология полимеров [Электронный ресурс] : учеб. пособие / Т. С. Усачева, В. А. Козлов ; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. - Иваново : [ИГХТУ], 2012. - 238 с. : ил.
38. Неорганическая химия. Химия элементов [Электронный ресурс] : учебник. [В 2 т.]. Т. 1 / Ю. Д. Третьяков [и др.]. - 2-е изд., перераб. и доп. ; Гриф МО. - М. : Изд-во МГУ : Академкнига, 2007. - 537 с. : ил. - (Классический университетский учебник). - Электронно-библиотечная система "Библиотех".
39. Неорганическая химия. Химия элементов [Электронный ресурс] : учебник. [В 2 т.]. Т. 2 / Ю. Д. Третьяков [и др.]. - 2-е изд., перераб. и доп. ; Гриф МО. - М. : Изд-во МГУ : Академкнига, 2007. - 670 с. : ил. - (Классический университетский учебник). - Электронно-библиотечная система "Библиотех".
40. Наноструктуры в полимерах [Электронный ресурс] : учеб. пособие / сост. Г. Н. Федотов, А. Ф. Гордова. - Москва : МГПУ, 2013. - 98 с.
41. ГОСТ 24888-81 Пластмассы, полимеры и синтетические смолы. Химические наименования, термины и определения.
42. ГОСТ 26743.2-91 Капролактамы для промышленного использования.

- Определение температуры кристаллизации.
43. ГОСТ 26743.3-91 Капролактамы для промышленного использования. Определение оптической плотности при длине волны 290 нм.
  44. ГОСТ 26743.6-85 Капролактамы. Метод определения циклогексаноноксима.
  45. ГОСТ 14249 - 80. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность.
  46. Бахшиян, Ц.А. Трубчатые печи с излучающими стенами топок / Ц.А. Бахшиян.- М., ГОСИНТИ, 1960.
  47. Щукин, В.П. “Расчёт двухступенчатой паровоздушной конверсии метана” / В.П. Щукин, М.А. Лебедев, 1992.
  48. Садчиков И.А. Экономика химической отрасли. Учебное пособие для вузов / И.А. Садчиков, В.Е. Сомов, М.Л. Колесов, В.А. Балужева. Под ред. И.А. Садчиковой. – СПб.: Химиздат, 2000. – 384 с.
  49. Производство капролактама /Под ред. В.И. Овчинникова и В.Р. Ручинского. «Химия», М. 1977
  50. Способ получения циклогексанона и капролактама, заявка 19520271, Германия, МКИ6 С 07 С 251/44, BASF AG. №19520271.6.
  51. Сроссо J., Зажасек J. Интегрированный способ получения циклогексана, патент 5599987, США, МКИ6 С 07 С 249/04, С 07 D 201/02
  52. Химическая технология органических веществ. Часть 3: Учебное пособие Автор/создатель: Субочева М.Ю., Ликсутина А.П., Колмакова М.А., Дегтярев А.А. Год: 2009.
  53. Березин И.В., Денисов Е.Т., Эмануэль Н.М. Окисление циклогексана. М.: Изд-во Москва. Ун-та, 1962. 302 с.
  54. Rumscheid K., патент ФРГ 767, 1954
  55. Hamblet C. H., Hanson D. V., патент США, 2343534, 1979.
  56. Капкин В.Д., Савинецкая Г.А., Чапурин В.И. Технология органического синтеза DJVU
  57. Постоянный технологический регламент № ТР- 22 Б получения циклогексанона цеха № 22 производства капролактама 271с. Книга 1.

58. Грошева Л.П. / Основы материального баланса. Методическое пособие. - Великий Новгород, НГУ, 2006. - 14 с.
59. Грошева Л.П. / Теоретические основы химической технологии. Методическое пособие. Новгородский государственный университет, 2007. - 19 с.
60. Семенова И.В. / Общая химическая технология. М.: изд-во МГОУ, 2013. — 33 с
61. Тихвинская М.Ю., Волынский В.Е. / Практикум по химической технологии. Учеб. пособие для студентов пед. ин-тов по хим. и биол. спец. Просвещение, 1984. – 160 с.
62. Чебунина Е.И., Балдаев Н. С / Общая Химическая технология. Методические указания, Часть 1. Улан-Удэ Восточно-Сибирский Государственный Технологический Университет, 2005.
63. Щербина Л.А. Будкуте И.А. Рогова Е.А. (сост.) / Лабораторный практикум по курсу общая химическая технология. Могилев: Могилевский государственный университет продовольствия, 2004. — 36 с.
64. Лекции по основам химической технологии. МИТХТ. — 65 с.
65. Орлов В.П. / Процессы и аппараты химической технологии. Справочные материалы. Учебное издание. Екатеринбург: УГЛТУ, 2002.-121с.
66. Айнштейн В.Г. / Процессы и аппараты химической технологии. Учебник.- М: Высшая школа,2003. – 1730с.
67. Физические величины: справочник/ А.П. Бабичев, Н.А. Бабушкина, А.М. Братковский [и др.]; под ред. И.С. Григорьева, Е.З. Мейлихова. -М.: Энергоатомиздат, 1991. - 1232 с. - ISBN 5-283-04013-5.
68. Любарский Г.Д., Стрелец М.М., Химическая промышленность. - 1967, №7.



