

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

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование кафедры полностью)

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

(код и наименование направления подготовки / специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему: «Оптимизация процесса получения полиамида-6 в ПАО
«КуйбышевАзот»»

Обучающийся

Е. С. Никитина

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., доцент, Ю. Н. Орлов

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

Тольятти 2025

Аннотация

Тема выпускной квалификационной работы: Оптимизация процесса получения полиамида-6.

Целью работы является повышение эффективности производства полиамида-6 на предприятии ПАО «КуйбышевАзот».

Выпускная квалификационная работа изложена на 58 страницах, содержит 11 рисунков, 10 таблиц, использовано 26 литературных источников.

В литературном обзоре проанализированы существующие методы получения ПА-6, выявлены их основные достоинства и недостатки. Предложена оптимизация технологической схемы производства путём совмещения процесса сушки и демономеризации полиамида.

В технологической части приведено описание действующей технологической схемы производства полиамида-6, характеристика производимой продукции и сырья.

В расчетной части составлены схемы материальных потоков, а также приведены расчеты материального баланса до и после оптимизации, аппарата для демономеризации и пластинчатого теплообменника.

В заключении приведены основные выводы о проделанной работе.

Abstract

The topic of the final qualification: Optimization of the polyamide-6 production process.

The aim of the work is to increase the efficiency of polyamide-6 production at the KuibyshevAzot PJSC enterprise.

The final qualifying work is presented on 58 pages, contains 11 figures, 10 tables, 26 literary sources are used.

The literature review analyzes the existing methods of obtaining PA-6, identifies their main advantages and disadvantages. The optimization of the technological scheme of production is proposed by combining the drying process and the demomerization of polyamide.

The technological part contains a description of the current technological scheme for the production of polyamide-6, characteristics of the products and raw materials produced.

In the calculation part, material flow diagrams are compiled, as well as calculations of the material balance before and after optimization, the demomerization apparatus and the plate heat exchanger.

In conclusion, the main conclusions about the work done are presented.

Содержание

Введение.....	5
1 Литературный обзор	7
1.1 Существующие методы получения полиамида-6.....	7
1.1.1 Гидролитическая полимеризация.....	7
1.1.2 Анионная полимеризация	9
1.1.3 Катионная полимеризация	12
1.2 Патентный поиск.....	14
1.3 Оптимизация процесса получения полиамида-6	19
2 Технологическая часть	21
2.1 Описание действующей технологической схемы производства полиамида-6.....	21
2.2 Характеристика сырья, материалов, полупродуктов, энергоресурсов и производимой продукции.....	23
3 Расчетная часть.....	27
3.1 Расчет материального баланса.....	27
3.2 Расчет материального баланса совмещенного процесса сушки	42
и демономеризации гранулированного полиамида-6	42
3.3 Расчет аппарата для демономеризации	44
3.4 Расчет пластинчатого теплообменника	45
Заключение	54
Список используемых источников.....	55

Введение

«Полиамид-6 (ПА-6) является одним из наиболее востребованных полимеров благодаря своим высоким потребительским свойствам – прочности, эластичности, устойчивости к истиранию, химическим и механическим воздействиям. Эти качества обеспечивают широкое применение полиамида-6 в таких отраслях, как текстильная, автомобильная, строительная, упаковочная и медицинская промышленность» [7].

«Основным методом промышленного производства ПА-6 служит гидролитическая полимеризация капролактама в расплаве при температуре 250–270 °С с последующим гранулированием» [7]. Современный технологический процесс характеризуется существенными технологическими недостатками, главным из которых является присутствие 10-12% низкомолекулярных веществ (включая непрореагировавший мономер и олигомеры) в расплавленной полимерной массе, что требует энерго- и материалоемких стадий экстракции остаточного мономера горячей умягчённой и деминерализованной водой, сушки гранул и концентрирования экстракционных растворов. Эти процессы приводят к значительным затратам воды и энергии, повышая себестоимость продукции и оказывая негативное влияние на окружающую среду.

Актуальность работы обусловлена необходимостью разработки альтернативных технологических решений, направленных на повышение эффективности производства полиамида-6 и улучшение качества гранулята с требуемыми физико-химическими характеристиками. Одним из перспективных направлений является совмещение процессов сушки и демономеризации гранул ПА-6 в потоке инертного газа с возвратом мономера в производственный цикл. Такой подход позволяет отказаться от использования больших объёмов воды для экстракции и исключить стадию регенерации экстракционных растворов, что снижает энергозатраты и уменьшает экологическую нагрузку.

Цель работы – повышение эффективности производства полиамида-6 на предприятии ПАО «КуйбышевАзот».

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

- провести анализ существующих методов получения полиамида-6, выявить их преимущества и недостатки;
- рассмотреть способы оптимизации технологического процесса производства полиамида-6 на предприятии;
- провести расчеты материального баланса до и после оптимизации;
- провести расчеты необходимого оборудования для реализации оптимизированного процесса.

1 Литературный обзор

1.1 Существующие методы получения полиамида-6

«Для превращения капролактама в полимер требуется использование катализаторов или инициаторов. В зависимости от выбранной системы инициации, методы получения полиамида-6 могут быть классифицированы на:

- гидролитическую полимеризацию, где активация процесса осуществляется с помощью воды;
- анионную полимеризацию, проводимую с использованием щелочей, а в редких случаях, щелочных металлов;
- катионную полимеризацию, которая катализируется безводными кислотами» [2], [6].

«Каждый из этих подходов имеет свои уникальные преимущества и недостатки. Так при катионной полимеризации капролактама получается поликапроамид с малой молекулярной массой» [8], [23].

«При анионной полимеризации капролактама получается разветвленный поликапроамид, обладающий плохой формуемостью в нити и волокна» [22], [24].

«Наиболее широко применяемыми в промышленности являются способы гидролитической полимеризации капролактама. Они проводятся в присутствии воды в качестве инициатора и различных функциональных добавок» [7].

1.1.1 Гидролитическая полимеризация

Основным исходным материалом является капролактама – циклический амид, который легко превращается в полиамид. Вода при этом играет роль не только активатора, но и репрессора, который способствует разрыву кольца капролактама, что дает возможность ему соединяться в длинные цепочки.

Гидролитическая полимеризация может проводиться при различных температурах, обычно в диапазоне от 150 °С до 210 °С. Важным аспектом является контроль давления, которое при этом должно быть достаточно высоким, чтобы избежать испарения воды.

Полимеризация начинается с взаимодействия капролактама с молекулами воды, что приводит к образованию аминогрупп и карбоксильных групп.

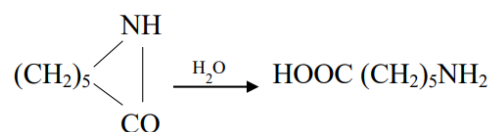


Рисунок 1 – Стадия образования аминогрупп и карбоксильных групп

Эти группы далее вступают в реакции с другими молекулами капролактама, образуя полиамидные цепи. В результате полимеризация происходит по принципу гетерофазных реакций.

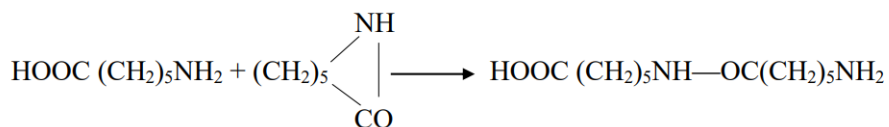


Рисунок 2 – Стадия образования полиамидных цепей

«Дальнейшее последовательное присоединение мономерных звеньев приводит к росту молекулярной цепи до требуемой молекулярной массы» [10], [24]:

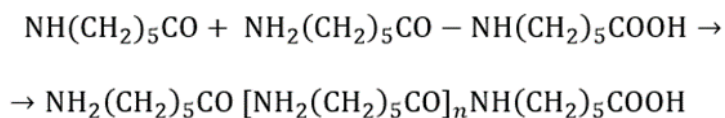


Рисунок 3 – Рост молекулярной цепи

«Для контроля степени полимеризации и стабилизации молекулярной массы при производстве полиамида применяются регуляторы цепи, эффективность работы которых зависит от их концентрации. Добавление водного раствора уксусной кислоты в качестве регулятора молекулярной массы позволяет сместить амидное равновесие влево, а также ограничить неконтролируемый рост цепей, обеспечивая получение ПКА с постоянной вязкостью» [2], [24].

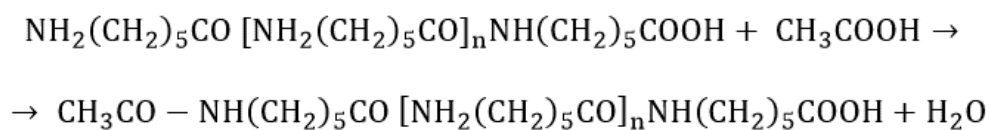


Рисунок 4 – Остановка роста молекулярной цепи

Гидролитическая полимеризация капролактама обладает несколькими преимуществами: она экологически безопасна, так как использует воду в качестве катализатора, а также позволяет получить полиамид-6 с отличными механическими свойствами и термостойкостью. Процесс достаточно прост и не требует сложного оборудования. Однако у него есть и недостатки: скорость реакции может быть ниже, чем у других методов полимеризации, а также требуется строгий контроль условий, чтобы избежать неоднородного продукта. Кроме того, качество используемой воды может повлиять на эффективность реакции. Наконец, полиамид-6 имеет склонность к гигроскопичности, что может негативно сказаться на его свойствах при неправильном хранении.

1.1.2 Анионная полимеризация

«Этот метод получения полимеризованных лактамов имеет значительное практическое значение, так как в некоторых ситуациях он остается единственным приемлемым вариантом для синтеза циклов с пятью и шестью атомами углерода.

Процесс осуществляется в присутствии металлического натрия, щелочных металлов или щелочных солей карбоновых кислот, самыми распространенными являются Na, NaOH, NaHCO₃, Na₂CO₃» [6], [23].

«Анионная полимеризация капролактама представляет собой сложный химический процесс, в котором ключевую роль играет нуклеофильная атака аниона капролактама на атом углерода карбонильной группы. Эта карбонильная группа является самым электрофильным участком в полимеризующей системе и, следовательно, наиболее подвержена атаке со стороны аниона» [9], [26].

«Анионная полимеризация капролактама – это многоступенчатый и довольно специализированный химический процесс. В основе которого лежит взаимодействие анионов капролактама с концевыми имидными группами» [26]. Этот процесс начинается с формирования аниона – это происходит благодаря наличию сильного основания, которое отнимает протон у капролактама, создавая активный нуклеофил. Затем этот анион вступает в реакцию с другой молекулой капролактама. Этот шаг является критически важным, поскольку именно он инициализирует процесс полимеризации.

Когда анион капролактама атакует карбонильный углерод концевой имидной группы другой молекулы, происходит открытие кольца, что позволяет образоваться новой длинной молекуле – активному интермедиату. Данный интермедиат может продолжить свою реакцию, взаимодействуя с другими анионами капролактама, что ведет к постепенному наращиванию полимерной цепи. Таким образом, процесс полимеризации выглядит как цепная реакция, где каждый новый фрагмент присоединяется к уже существующей цепи.

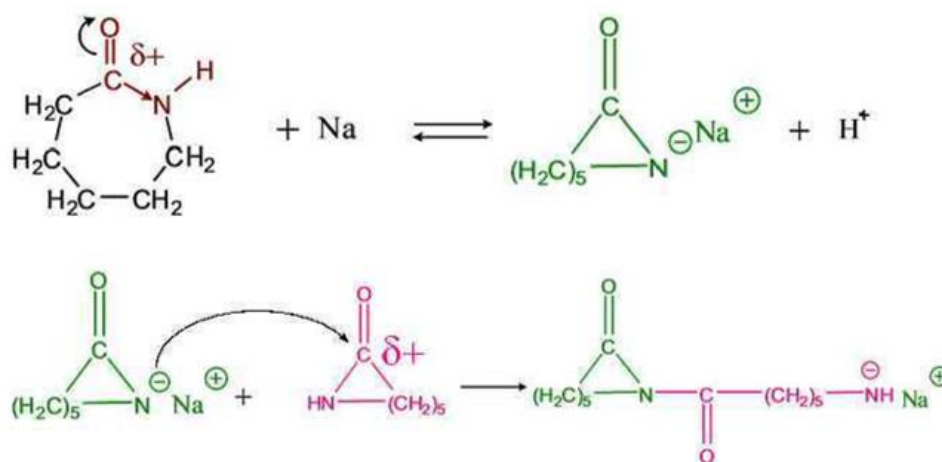


Рисунок 5 – Анионная полимеризация капролактама

Анионная полимеризация капролактама обладает несколькими заметными преимуществами. Во-первых, она позволяет значительно сократить время синтеза по сравнению с гидролитической полимеризацией. Во-вторых, этот метод требует меньшего числа промежуточных стадий, что упрощает процесс. В-третьих, анионная полимеризация позволяет получать высококачественный полиамид-6 с отличными механическими и термостойкими свойствами.

Однако, несмотря на все преимущества, анионная полимеризация имеет свои недостатки. Процесс требует абсолютной чистоты инициаторов и реакционных средств, так как даже незначительные загрязнения могут привести к ухудшению качества продукта. Сильно зависит от условий реакции, таких как температура и влажность, что требует строгого контроля, поскольку даже небольшие количества воды могут существенно снизить скорость полимеризации. Кроме того, высокая температура, необходимая для реакции, может вызвать термическое разложение капролактама, что тоже нежелательно. В результате, все эти факторы могут ухудшить качество конечного продукта и усложнить эксплуатацию готовых изделий.

1.1.3 Катионная полимеризация

«В процессе катионной полимеризации капролактама катализатором, в частности, служит фосфорная кислота.

Основным достоинством катионной полимеризации капролактама с применением ортофосфорной кислоты в роли катализатора считается то, что процесс синтеза осуществляется при обычных условиях (то есть нормальном давлении) и занимает сравнительно короткое время» [18], [26].

«Химические основы катионной полимеризации предполагают проведение реакций по трем возможным направлениям:

- полимеризация, инициируемая 100 %-ной H_3PO_4 ;
- полимеризация, осуществляемая на основе водного раствора H_3PO_4 , включая использование сокатализаторов;
- полимеризация, проводимая с 100 %-ной H_3PO_4 в сочетании с сокатализаторами.

Каждое из этих направлений обладает своими уникальными особенностями» [18], [23].

«Первый вариант, в котором используется 100 %-ная H_3PO_4 в качестве катализатора катионной полимеризации, представляет особый интерес. Химические процессы, связанные с этим вариантом, показаны на следующей схеме» [6], [18], [26]:

Первичной стадией является диссоциативное расщепление в растворе фосфорной кислоты высокой концентрации

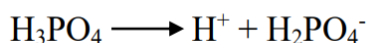


Рисунок 6 – Процесс диссоциации ортофосфорной кислоты

«Это приводит к образованию реакционноспособного комплекса капролактама» [2]:

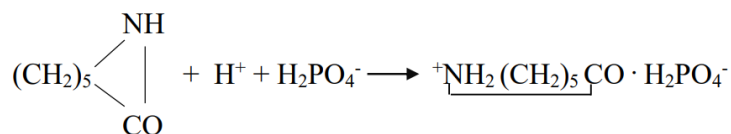


Рисунок 7 – Образование реакционноспособного комплекса капролактама

«который, в свою очередь, запускает процесс роста полимерной цепи» [2]:

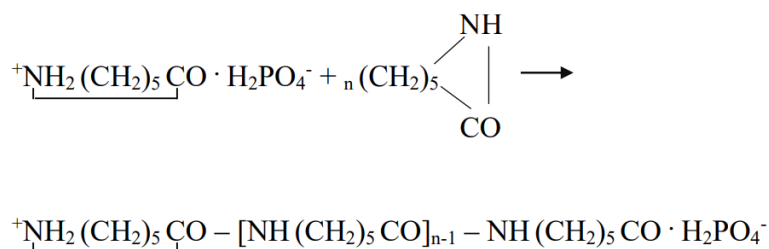


Рисунок 8 – Процесс роста полимерной цепи

«Присутствие фосфорной кислоты, вступающей во взаимодействие с конечными аминогруппами макромолекул полиамида, способствует стабилизации молекулярной массы полиамида во время его последующего плавления. Этот эффект аналогичен тому, который наблюдается при добавлении небольших количеств карбоновых кислот» [6], [22].

«Важно отметить, что использование H_3PO_4 в роли катализатора приводит к некоторому снижению стойкости получаемого поликапроамида к воздействию окислителей, таких как кислород. Тем не менее, если одновременно с H_3PO_4 в реакционную смесь добавляются карбоновые кислоты, то в процессе экструзии вязкость расплава практически не увеличивается. Это делает применение H_3PO_4 в качестве эффективного катализатора для полимеризации ϵ -капролактама вполне осуществимым в промышленных условиях» [18], [22].

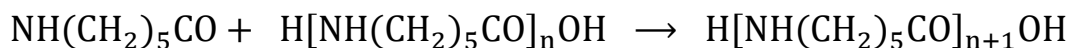
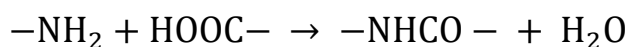
В промышленности метод катионной полимеризации не используется, так как мало изучен. Однако при этом методе получается поликапроамид с малой молекулярной массой.

1.2 Патентный поиск

Рассмотрим методы усовершенствования промышленного получения полиамида-6:

- «получение полиамида с введением стадии твердофазного дополиамидирования

Основной способ получения полиамида-6 – гидролитическая полимеризация капролактама в расплаве, после чего следуют стадии гранулирования, экстрагирования остаточного мономера и сушки. Сотрудники Ивановский государственный химико-технологический университет разработал перспективную технологию, вводящую дополиамидирование в твердой фазе, что снижает затраты. Реакции, протекающие в процессе дополиамидирования: взаимодействие контактных пар, образованных концевыми амино- и карбоксильными группами (дополиконденсация) и присоединение капролактама к концевым группам (дополимеризация)» [1]:



«Синтез проходит в реакторе типа «труба в трубе», который представляет собой горизонтальный цилиндр с обогревом и ворошителем» [1]. Гранулы полиамида-6 помещаются в реактор, заполненный азотом для защиты от кислорода. Они подвергаются нагреванию с использованием высокотемпературного теплоносителя, что ведет к частичному испарению

капролактама и воды. Гранулы находятся в реакторе 24 часа с постоянным перемешиванием. «После завершения процесса твердофазного дополиамидирования слой гранул полиамида-6 направляется на следующую стадию технологического процесса» [1].

Введение стадии твердофазного дополиамидирования в производство полиамида-6 снижает затраты и улучшает качество продукта. Однако технология требует тщательного контроля условий процесса, чтобы предотвратить деградацию материала. Несмотря на это, её преимущества в экономической эффективности делают её перспективной [1].

– получение полиамида прямой полимеризацией

Изобретение описывает метод получения полиамида, используемого для производства формованных материалов, таких как бутылки, пленки и волокна. Способ включает прямую полимеризацию диамина, содержащего не менее 70 % пара-ксилилендиамина, с дикарбоновой кислотой, в которой также 70 % или более составляют алифатические дикарбоновые кислоты C_6-C_{18} . Процесс проходит при давлении от 0,2 до 0,5 МПа без растворителя в реакторе периодического действия. Реактор оборудован перемешивающей лопастью, которая либо не имеет структурной основной части, либо имеет такую часть, которая не контактирует с границей между реакционной смесью и газовой фазой. Во время реакции температура в газовой секции реактора поддерживается на уровне 200 °C и выше. Перемешивание начинается с введения диамина и продолжается до его прекращения и начала снижения давления, при этом число Фруда держится в диапазоне от 0,0002 до 0,15 [11].

Данный метод позволяет увеличить выход полиамида и получить продукт высокого качества с минимальным содержанием нерасплавленного вещества.

– получение полиамида эмульсионной полимеризацией

«Данный метод получения полиамида-6 предполагает использование эмульсионной полимеризации капролактама. Процесс включает в себя следующие этапы: сначала формируется реакционная смесь, состоящая из

капролактама и воды, которая служит в роли инициатора, а затем добавляется полиэтилсилоксановая жидкость. Смесь нагревают, затем осуществляют предварительную выдержку и основную выдержку при температуре 210-215 °С, после чего происходят охлаждение и отделение получившихся гранул. Отличие данного метода заключается в том, что реакционную массу готовят на первом этапе, смешивая капролактама с водой, и нагревают до температуры 210-215 °С. Затем выполняется предварительная выдержка в течение 6-7 часов при той же температуре. Полиэтилсилоксановую жидкость, также предварительно нагретую до 210-215 °С, вводят в реакцию перед основной выдержкой, которая длится от 5 до 15 часов.

Технический результат данного метода заключается в улучшении качества конечного продукта и уменьшении энергозатрат» [12].

– получение полиамида, включающее процесс получения расплава

Сущность изобретения составляет технологический процесс получения гранулированных полиамидных материалов через стадию полимеризационного расплава. «Затем гранулы формируются из полученного расплава с использованием метода подводного гранулирования в технологической жидкости. После этого гранулы извлекаются из зоны подводного гранулирования и направляются в технологическую жидкость на стадию экстракции, где происходит выделение низкомолекулярных компонентов в качестве экстрагируемых веществ. Завершающим этапом является сушка гранул после экстракции. Особенностью данного метода является то, что стадии подводного гранулирования и экстракции выполняются с использованием одной и той же технологической жидкости. Изобретение также касается устройства для реализации описанного метода» [13].

«Технический результат заключается в создании метода и устройства для получения гранул полиамида 6 или сополиамидов, которые обеспечивают простоту, экономическую эффективность и надежность процесса, а также

позволяют получить гранулят, хорошо поддающийся дальнейшей переработке» [13].

– способ получения волокнообразующего поликапроамида

«Изобретение касается технологии производства синтетических волокон. В данном описании представлен метод получения волокнообразующего поликапроамида, который включает гидролитическую полимеризацию капролактама и этапы подготовки полимера для формирования нитей и волокон, включая сушку. Процесс полимеризации начинается при температуре 210-225 °С до получения форполимера, который близок к равновесному состоянию. Затем форполимер охлаждают до твердого состояния, после чего его разогревают до 170-190 °С и выдерживают при этой температуре до завершения полимеризации. Подготовка полимера к формированию нитей и волокон осуществляется путем сушки с одновременным удалением низкомолекулярных соединений. Данное изобретение предоставляет возможность повысить выход и качество поликапроамида, упростить технологический процесс, улучшить экологические условия производства, а также снизить потери капролактама и избежать необходимости регенерации лактамных вод» [16].

– «получение полиамида, включающий процесс получения форполимера при двухступенчатой гидролитической полимеризации

В технологии предлагается метод синтеза полиамида-6, который включает два этапа гидролитической полимеризации капролактама с использованием воды в качестве инициатора в количестве 1,0-1,3 %масс» [14]. На первом этапе осуществляется получение форполимера при температуре 210-220 °С в течение 9-10 часов. Затем, после этого, для получения гранулята полиамида-6 используется расплав форполимера. Второй этап полимеризации также проходит при температуре 210-220 °С, но длится от 9 до 14 часов. Далее гранулят проходит процесс твердофазного дополиамидирования в потоке инертного газа (азота) при температуре 175-180 °С, а также непрерывную

сушку и деполимеризацию в твердой фазе гранулята полиамида-6 в том же потоке азота при температуре 150-160 °C [14].

Основным техническим результатом данного метода является увеличение выхода и относительной вязкости высокомолекулярного полиамида-6.

- получение полиамида из ϵ -капролактама в смеси с возвратным мономером и олигомерами

Изобретение касается метода получения полиамида-6 путем полимеризации ϵ -капролактама с полным использованием извлеченного капролактама и олигомеров. Экстракт не требует предварительной обработки для снижения содержания циклических димеров. Полимеризация осуществляется в два этапа: на первом этапе при температуре от 220 °C до 285 °C под повышенным давлением, но ниже давления паров реакционной смеси, и на втором этапе при атмосферном или уменьшенном давлении. Таким образом, уровень циклических димеров в полимеризате, выделяющемся на втором этапе, остается неизменным [25].

Данный метод предлагает значительную гибкость в отношении производительности, а также состава и доли переработанного лактама в лактамном сырье для полимеризации.

- «получение полиамида анионной полимеризацией

Способ получения полиамида включает анионную полимеризацию капролактама при нагревании с использованием щелочного катализатора и диизоцианатного активатора, блокированного капролактамом. Этот метод отличается тем, что в роли диизоцианатного активатора применяется твердый раствор 2,4-толуилендиизоцианата, блокированного капролактамом, либо смеси 2,4- и 2,6-изомеров толуилендиизоцианата в пропорции 65:35, также блокированных капролактамом. При этом капролактам содержит от 30 % до 50 % свободного капролактама и имеет температуру плавления в диапазоне 117-131 °C» [15].

«Изобретение заключается в использовании низкоплавких активаторов, которые можно дозировать в жидком виде непосредственно в смесительную головку и сохранять в расплаве при температурах на 9-16 °С ниже температуры диссоциации. Это обеспечивает длительную активность блокированного диизоцианата (8-10 ч) без потерь изоцианатных групп. Кроме того, низкоплавкие диизоцианаты формируют истинный раствор при температурах 116-123 °С благодаря слабовыраженному пику плавления» [15].

1.3 Оптимизация процесса получения полиамида-6

«Полиамид-6 (ПА-6) или поликапроамид известен своими ценными потребительскими характеристиками, такими как прочность, эластичность и устойчивость к износу, что делает его популярным в промышленности. Большая часть промышленно синтезируемого полиамида-6 используется для производства нитей и волокон, которые находят применение как в технике, так и в повседневной жизни» [2].

«Ключевым методом получения полиамида-6 является гидролитическая полимеризация капролактама в расплаве, проводимая при температуре 250-270 °С. Полимер, полученный таким способом, может содержать до 12 % низкомолекулярных соединений (НМС). Для обеспечения стабильности процесса производства нитей из ПА-6 необходимо снизить содержание НМС до 0,6-1,0 %. В настоящее время наиболее распространённым подходом в промышленности является экстракция НМС с помощью воды» [2]. «Однако длительность этого процесса (24-28 часов), высокая ресурсозатратность и необходимость регенерации капролактама из экстракционных вод делают экстракцию дорогостоящей стадией, что в условиях рыночной экономики вызывает интерес к поиску альтернативных методов снижения уровня НМС» [2], [7].

«Одним из методов решения проблем текущих технологий является снижение температуры синтеза в расплаве на 40-50 °С и внедрение стадии

дополиамидирования в твердой фазе. Этот подход позволяет достичь содержания НМС, сравнимого с таковым в готовом полимере, производимом по традиционным методам» [10]. «Он также открывает возможность исключить стадию экстракции и затратную регенерацию лактамных вод, заменив их на процесс демономеризации капролактама в вакууме или инертном газе, который сочетается с сушкой продукта. Более того, низкотемпературный синтез ПА-6 способствует получению высокомолекулярного полимера с минимальным количеством разветвленных макромолекул, что положительно сказывается на прочности нитей» [8], [10].

Несмотря на то что ряд исследований [5], [17], [20], [21] был посвящен процессу сушки гранулята полиамида-6, лишь в одной работе [5] рассматривался синтез, совместимый с удалением мономера. «При этом в той работе процесс проводился при высокой температуре (195 °C), что не соответствует предложенной технологии. Также существует ряд исследований [4], касающихся математического моделирования сушки полиамида-6 в промышленных сушилках, действующих на производстве. Однако ни одно из этих исследований не охватывало совмещенные процессы сушки и удаления мономера» [7].

В данной выпускной квалификационной работе на основании литературных и патентных данных рассмотрена оптимизация технологии производства гранулированного полиамида-6 путем совмещения процессов его сушки и демономеризации.

2 Технологическая часть

2.1 Описание действующей технологической схемы производства полиамида-6

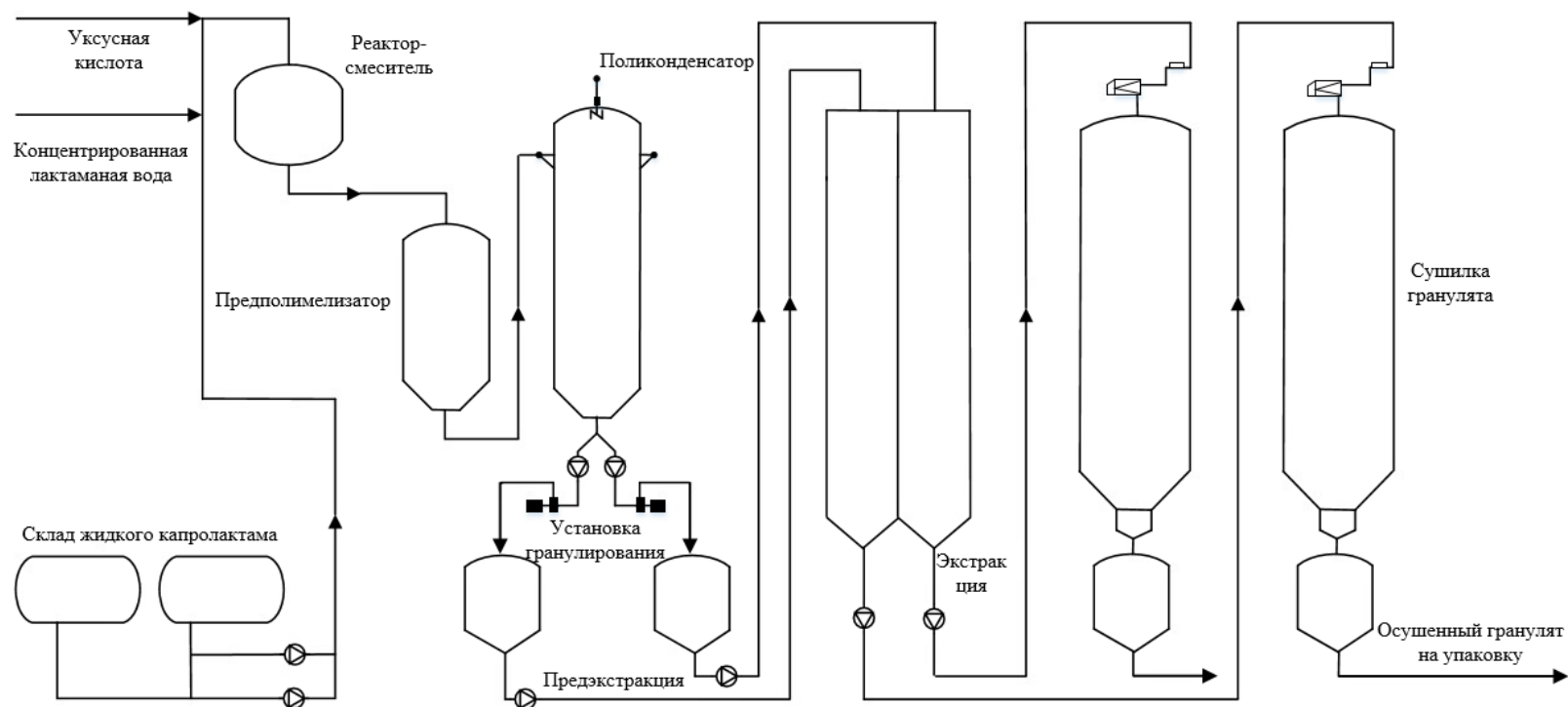


Рисунок 9 – Технологическая схема производства полиамида-6

Исходное сырьё поступает на базисный склад, состоящий из двух ёмкостей по 50 м³, обеспечивающих резервное хранение на случай непредвиденных обстоятельств. Затем сырьё подаётся на стадию полимеризации в реактор-смеситель, куда также вводится регенерированный (концентрированный) капролактам 85-90 %. Для стабилизации процесса и ограничения роста молекулярной массы полимера добавляется 48-52 % водный раствор уксусной кислоты. В реакторе-смесителе компоненты перемешиваются и подогреваются до температуры 200-210 °С.

«После подготовки сырьё поступает в реактор-предполимеризатор, где под воздействием воды (активатора реакции) происходит гидролиз и последующая полимеризация при температуре 260-265 °С и избыточном давлении 2,2-2,4 бар, необходимом для подачи материала в реактор-поликонденсатор. В поликонденсаторе обеспечивается оптимальное перемешивание и равномерное движение расплава, а для предотвращения контакта с кислородом воздуха над реакционной смесью подаётся очищенный азот» [19]. На выходе из поликонденсатора стабилизированный расплав характеризуется вязкостью 2,2-2,5 и температурой 250±5 °С, после чего направляется на грануляцию. На данной стадии формируются белые гранулы размером 3-4 мм, что облегчает последующую отмывку от остаточного капролактама, не вступившего в реакцию (около 10 %).

Гранулят транспортируется гидротранспортом на стадию экстракции, которая включает предэкстрактор для поверхностной очистки низкомолекулярных соединений (НМС) и основной экстрактор. Экстракция проводится в вертикальном аппарате объёмом 230 м³ по противоточной схеме при атмосферном давлении и температуре 100 °С, что обеспечивает снижение содержания НМС до 0,6 % масс.

После экстракции гранулят поступает на сушку, также с использованием гидротранспорта. Процесс сушки происходит противотоком с применением азота в качестве сушильного агента. Влажный гранулят подаётся в верхнюю часть сушильной колонны, где азот, движущийся снизу вверх при температуре

130-150 °С, удаляет влагу из материала и выводит её из колонны. Азот затем нагревается и возвращается в замкнутый цикл. На выходе из нижней части колонны гранулят охлаждается до температуры не выше 70 °С и направляется на хранение и упаковку, соответствуя всем требованиям качества готовой продукции.

2.2 Характеристика сырья, материалов, полупродуктов, энергоресурсов и производимой продукции

Готовой продукцией производства является полиамид-6, который должен соответствовать требованиям и нормам, указанным ниже.

«Основные физико-химические свойства продукта:

- агрегатное состояние при нормальных условиях – блестящие бесцветные гранулы овальной формы, без запаха;
- температура разложения более 300 °С;
- температура плавления не менее 215 °С;
- относительная вязкость $2,54 \pm 0,04$ и $2,75 \pm 0,05$;
- температура воспламенения 395 °С;
- растворимость: в воде и жирах не растворяется, растворимо в крезоле, о-хлорфеноле, концентрированной серной и уксусной кислотах, фторированных спиртах, сильнополярных растворителях;
- гигроскопичен» [19].

Таблица 1 – Физико-механические показатели полиамида-6 [19]

Наименование регламентируемого показателя	Единица измерения	Норма
Внешний вид и цвет	–	Блестящие бесцветные гранулы овальной формы. Не допускается наличие окисленных и инородных частиц.
Относительная вязкость	–	2,40-4,00

Продолжение таблицы 1

Массовая доля экстрагируемых веществ (водорастворимых)	%	не более 0,6
Массовая доля влаги	%	не более 0,06
Температура плавления	°С	не менее 215
Количество гранул в 1 г продукта	шт.	80 ÷ 130
Индекс желтизны	Ед. цв.	Не более -5
Молярная концентрация аминогрупп	ммоль/кг	в соответствии с спецификацией
Молярная концентрация карбоксильных групп	ммоль/кг	в соответствии с спецификацией
Плотность	г/см ³	1,12 ÷ 1,15
Насыпная плотность	кг/м ³	700±30

Полиамид-6 используется для выпуска широкого ассортимента продукции: нити полиамидной технического назначения, композиционных материалов с различными свойствами (ударопрочные, морозостойкие, водостойкие, трудногорючие), текстильных волокон, полимерной пленки.

Таблица 2 – Характеристика сырья, материалов, полупродуктов и энергоресурсов [19]

Наименование сырья, материалов, полупродуктов и энергоресурсов	Национальный стандарт, технические условия, регламент или методика на подготовку сырья	Показатели обязательные для проверки	Регламентируемые показатели
Сырьё			
Капролактамы	ГОСТ 7850-2013 Высший сорт	Перманганатный индекс	Не более 4 ед. ПИ
		Цвет водного раствора капролактама с массовой долей 50%	Не более 3,0 ед. Хазена
		Содержание летучих оснований	н/б 0,4 ммоль/кг
		Температура кристаллизации	Не менее 68,8 °С
		Массовая доля железа	Не более 0,00002 %
		Массовая доля циклогексанооксида	Не более 0,002 %

Продолжение таблицы 2

		Оптическая плотность раствора капролактама с массовой долей 50%	Не более 0,04
		Щелочность	Не более 0,1 ммоль/кг
		Кислотность	Не более 0,05 ммоль/кг
		pH 20%-ного водного раствора	6,7-7,3
		Массовая доля воды	Не более 0,07 %
«Деминерализованная вода (вода химобессоленная)	График аналитического контроля установки химводоподготовки цеха №40, корпус 395	pH	6,5-7,5
		Щелочность общая	≤ 50 мкг-экв/дм ³
		Жесткость общая	≤ 5 мкг-экв/дм ³
		Удельная электропроводность	$\leq 2,00$ мкСм/см
		Кремнесодержащие соединения (SiO ₃ ²⁻)	≤ 10 мкг/дм ³
		Ионы натрия (Na ⁺)	≤ 100 мкг/дм ³
		Железо общее (в пересчете на Fe ³⁺)	≤ 70 мкг/дм ³
		Перманганатная окисляемость	$\leq 1,0$ мгО/дм ³
Кислота уксусная лесохимическая	ГОСТ 6968-76 (по договору)	Массовая доля уксусной кислоты	48-52 %
Вспомогательные материалы			
Азот	Регламент производства технических газов	Проверка осуществляется в производстве технических газов	В соответствии с Регламентом производства технических газов
Водород	Постоянный технологический регламент очистки и разделения природного газа с получением газового сырья цеха №13	Концентрация водорода (H ₂)	не менее 99,95 % об.
		Содержание окиси углерода (CO)	не более 2 ppm
		Давление	2,3-2,6 МПа (23-26 кгс/см ²)
Воздух питания КИПиА	Технологический регламент ТР-77-1	Проверка осуществляется в производстве цеха №77	В соответствии с Регламентом ТР-77-1
Высокотемпературный органический теплоноситель Динил ²	ТУ 2229-001-43486869-2010 ³	Массовая доля дифенилоксида	73,5±1,5 % масс.
		Массовая доля дифенила	26,5 ±1,5 % масс.
Высокотемпературный орг. теплоноситель Терминол 66 ²	Нормативный документ производителя ³	Гидрированные терфинилы	$\geq 74,0\% - \leq 87\%$ вес.
		Частично гидрированные полифинилы	$\leq 108\%$ вес.» [19]

Продолжение таблицы 2

		Терфинилы	$\geq 3,0\% - \leq 8\%$ вес.
Природный газ (для нагрева терминола)	Настоящий регламент	Давление газа на горелку	Не менее 220 мбар
Катализатор ПКА ² или аналог	ТУ 2172-015- 46693103-2005	Каталитическая активность - степень очистки азота от кислорода	$\geq 82\%$
Энергоресурсы			
Пар 5 атм	Инструкция ИРМ 25-10 «Оператора теплового пункта отделения утилизации тепла цеха №25 (корпус 722) производства капролактама»	давление	0,5 МПа (изб)
		температура	150÷170 °С
Паровой конденсат для подпитки ВОЦ-11А	Настоящий технологический регламент	давление	1,0...6 бар
Охлажденная вода ВОЦ-11А	Настоящий технологический регламент	температура прямой воды	не более +28 °С
		температура оборотной воды	не более +36 °С
		давление прямой воды	4,0-5,5 кгс/см ²
		давление обратной воды	3,0-3,5 кгс/см ²
		Жесткость общая	н/б 2,8 мг-экв/дм ³
		Перманганатная окисляемость	2,5-4,0 мгО/дм ³
		рН	6,0-8,5
		удельная электропроводность	не более 1000 мкСм/см
Вода захоложенная	Постоянный технологический регламент ТР-25-2 отделения компрессии и конденсации аммиака цеха №25 сульфата аммония производства капролактама	Температура	5÷8 °С
		Давление	0,8÷1,3 МПа (8÷13 кгс/см ²)

3 Расчетная часть

3.1 Расчет материального баланса

Расчет материального баланса получения полиамида-6 осуществлен по стадиям согласно регламенту производства ПАО «КуйбышевАзот» [19].

Для расчета материального баланса составим схему материальных потоков, представленная на рисунке 9.



Рисунок 10 – Схема материальных потоков

1. Определение часовой производительности по грануляту полиамида-6, кг/ч:

$$G_{\text{ПКА}_0} = G/t, \quad (1)$$

где $G_{\text{ПКА}_0}$ – часовая производительность полиамида-6, кг/ч;

G – производительность полиамида-6, т/сут;

t – время работы установки, ч.

$$G_{\text{ПКА}_0} = \frac{150 \cdot 1000}{24} = 6250 \text{ кг/ч.}$$

2. Расчет стадии сушки гранулята полиамида-6

«Состав выходного потока $W_{\text{вых}}$, %:

- поликапроамид гранулированный (ПКА_{гранул}) = 95,30 %;
- низкомолекулярные соединения (НМС), состоящие из мономера и олигомеров капролактама = 0,3 %;
- остаточное содержание влаги = 0,05 %;
- отходы гранулята = 0,01 %» [19].

1) Количество поликапроамида с содержанием НМС = 0,3 %, после сушки:

$$w_{\text{ПКА+НМС (сушки)}} = \frac{G_{\text{ПКА+НМС (сушки)}}}{G_{\text{ПКА}_0}} \cdot 100, \quad (2)$$

где $w_{\text{ПКА+НМС (сушки)}}$ – содержание поликапроамида с НМС = 0,3 %;

$G_{\text{ПКА+НМС (сушки)}}$ – количество поликапроамида с содержанием НМС = 0,3 %;

$G_{\text{ПКА}_0}$ – часовая производительность полиамида-6, кг/ч.

$$99,95 = \frac{G_{\text{ПКА+НМС}}}{6250} \cdot 100,$$

$$G_{\text{ПКА+НМС}} = 6246,88 \text{ кг/ч.}$$

2) Расход воды на стадии сушки, в составе потока, кг/ч:

$$w_{\text{воды (сушка)}} = \frac{G_{\text{воды (сушка)}}}{G_{\text{ПКА}_0}} \cdot 100, \quad (3)$$

где $w_{\text{воды (сушка)}}$ – содержание воды на стадии сушки, %;

$G_{\text{воды (сушка)}}$ – расход воды на стадии сушки, кг/ч;

$G_{\text{ПКА}_0}$ – часовая производительность полиамида-6, кг/ч.

$$0,05 = \frac{G_{\text{воды (сушка)}}}{6250} \cdot 100,$$

$$G_{\text{воды (сушка)}} = 3,12 \text{ кг/ч.}$$

3) Выход отходов гранулята, кг/ч:

$$w_{\text{отходы гр.}} = \frac{G_{\text{отходы гр.}}}{G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}}}} \cdot 100, \quad (4)$$

где $w_{\text{отходы гр.}}$ – содержание отходов гранулята, %;

$G_{\text{отходы гр.}}$ – расход отходов гранулята, кг/ч;

$G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}}}$ – расход гранулята полиамида-6, кг/ч.

$$0,01 = \frac{G_{\text{отходы гр.}}}{6250} \cdot 100,$$

$$G_{\text{отходы гр.}} = 0,63 \text{ кг/ч.}$$

4) Количество гранулята полиамида-6 с содержанием НМС = 0,3 % после экстракции, кг/ч:

$$G_{\text{ПКА+НМС}} = G_{\text{ПКА+НМС (сушки)}} + G_{\text{отходы гр.}}, \quad (5)$$

$$G_{\text{ПКА+НМС}} = 6246,88 + 0,63 = 6247,51 \text{ кг/ч.}$$

5) Массовый расход гранулята полиамида-6, пошедший на сушку, кг/ч:

$$G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}}} = \frac{G_{\text{ПКА+НМС}}}{w_{\text{ПКА+НМС}}} \cdot 100, \quad (6)$$

где $G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}}}$ – расход гранулята полиамида-6, пошедший на сушку, кг/ч;

$G_{\text{ПКА+НМС}}$ – количество гранулята полиамида-6 с содержанием НМС = 0,3 % после экстракции, кг/ч;

$w_{\text{ПКА+НМС}}$ – содержание количество гранулята полиамида-6 с содержанием НМС = 0,3 % после экстракции, %.

$$G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}}} = \frac{6247,51}{95,26} \cdot 100 = 6558,38 \text{ кг/ч.}$$

6) Количество воды в составе потока после экстракции, кг/ч:

$$w_{\text{воды (экстр)}} = \frac{G_{\text{воды (экстр)}}}{G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}}}} \cdot 100, \quad (7)$$

где $w_{\text{воды (экстр)}}$ – содержание воды в составе потока после экстракции, %;

$G_{\text{воды (экстр)}}$ – количество воды в составе потока после экстракции, кг/ч;

$G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}}}$ – расход гранулята полиамида-6, пошедший на сушку, кг/ч.

$$4,74 = \frac{G_{\text{воды (экстр)}}}{6558,38} \cdot 100,$$

$$G_{\text{воды (экстр)}} = 310,87 \text{ кг/ч.}$$

7) Расход удаляемой воды на стадии сушки, кг/ч:

$$G_{\text{воды (удал)}} = G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}}} - G_{\text{ПКА}_0} = 6558,38 - 6250,00 = 308,38 \text{ кг/ч.}$$

Материальный баланс стадии сушки гранулята полиамида-6 представлен в таблице 3.

Таблица 3 – Стадия сушки гранулята полиамида-6

Приход			Расход		
Состав потока	кг/ч	%	Состав потока	кг/ч	%
ПКА _{гранул} :	6558,38	100	ПКА _{гранул} :	6250,00	95,30
- НМС	18,75	0,30	- ПКА _{гранул} +НМС _{0,3%}	6246,88	99,95
- ПКА	6228,76	94,96	- Вода	3,12	0,05
- Вода	310,87	4,74	Вода удаляемая	308,38	4,70
Итого:	6558,38	100	Итого:	6558,38	100

3. Расчет стадии экстракции гранулята полиамида-6

1) Массовый расход НМС на стадии экстракции (выходной поток), кг/ч:

$$w_{\text{НМС}_{\text{выход}}} = \frac{G_{\text{НМС}_{\text{выход}}}}{G_{\text{ПКА}_0}} \cdot 100, \quad (8)$$

где $w_{\text{НМС}_{\text{выход}}}$ – содержание НМС на выходе, %;

$G_{\text{НМС}_{\text{выход}}}$ – расход НМС, кг/ч;

$G_{\text{ПКА}_0}$ – часовая производительность полиамида-6, кг/ч.

$$0,30 = \frac{G_{\text{НМС}}}{6250} \cdot 100,$$

$$G_{\text{НМС}_{\text{выход}}} = 18,75 \text{ кг/ч.}$$

2) Количество НМС на стадии экстракции (входной поток), кг/ч:

$$w_{\text{НМС}_{\text{вход}}} = \frac{G_{\text{НМС}_{\text{вход}}}}{G_{\text{ПКА}_{\text{вход}}}} \cdot w_{\text{ПКА}_{\text{вход}}}, \quad (9)$$

где $w_{\text{НМС}_{\text{вход}}}$ – содержание НМС на входе, равное 10 %;

$G_{\text{НМС}_{\text{вход}}}$ – количество НМС на входе, кг/ч;

$G_{\text{ПКА}_{\text{вход}}}$ – количество ПКА на входе, кг/ч;

$w_{\text{ПКА}_{\text{вход}}}$ – содержание ПКА на входе, %.

$$10,00 = \frac{G_{\text{НМС}_{\text{вход}}}}{6247,51 - 18,75} \cdot 90,00,$$

$$G_{\text{НМС}_{\text{вход}}} = 692,08 \text{ кг/ч.}$$

3) Расход НМС в потоке капролактамосодержащей воды, кг/ч:

$$G_{\text{НМС}_{(\text{в кл воде})}} = G_{\text{НМС}_{\text{вход}}} - G_{\text{НМС}_{\text{выход}}}, \quad (10)$$

$$G_{\text{НМС}_{(\text{в кл воде})}} = 692,08 - 18,75 = 673,33 \text{ кг/ч.}$$

4) Расход капролактамосодержащей воды на выходе стадии, кг/ч:

$$w_{\text{НМС}_{(\text{в кл воде})}} = \frac{G_{\text{НМС}_{(\text{в кл воде})}}}{G_{\text{кл воде}}} \cdot 100, \quad (11)$$

где $w_{\text{НМС}_{(\text{в кл воде})}}$ – содержание НМС в капролактамосодержащей воды, равно 6 %;

$G_{\text{НМС}_{(\text{в кл воде})}}$ – расход НМС в потоке капролактамосодержащей воды, кг/ч;

$G_{\text{кл воде}}$ – расход капролактамосодержащей воды на выходе стадии, кг/ч.

$$6,00 = \frac{673,33}{G_{\text{кл воды}}} \cdot 100,$$

$$G_{\text{кл воды}} = 11222,17 \text{ кг/ч.}$$

5) Расход воды в потоке капролактамсодержащей воды (пренебрегаем потерями воды), кг/ч:

$$G_{\text{вода (кл воде)}} = G_{\text{кл воды}} - G_{\text{НМС(в кл воде)}}, \quad (12)$$

$$G_{\text{вода (кл воде)}} = 11222,17 - 673,33 = 10548,84 \text{ кг/ч.}$$

6) Количество воды, которое необходимо подавать на стадию экстракции, кг/ч:

$$G_{\text{вода (вход)}} = G_{\text{воды (экстр)}} + G_{\text{вода (кл воде)}}, \quad (13)$$

$$G_{\text{вода (вход)}} = 310,87 + 10548,84 = 10859,71 \text{ кг/ч.}$$

7) Количество гранулированного поликапроамида с содержанием НМС = 10 %, которое подается на стадию экстракции, кг/ч:

$$G_{\text{ПКА}} = G_{\text{ПКА}_{\text{вход}}} + G_{\text{НМС}_{\text{вход}}}, \quad (14)$$

$$G_{\text{ПКА}} = (6247,51 - 18,75) + 692,08 = 6920,84 \text{ кг/ч.}$$

8) Расчет входного и выходного потоков на стадии экстракции, для проверки баланса:

$$G_{\text{приход}} = G_{\text{ПКА}} + G_{\text{вода (вход)}}, \quad (15)$$

$$G_{\text{приход}} = 6920,84 + 10859,71 = 17780,55 \text{ кг/ч.}$$

$$G_{\text{расход}} = G_{\text{ПКА}_{\text{гранул}} \cdot (\text{нмс } 0,3\%)} + G_{\text{воды (экстр)}} + G_{\text{кл воды}}, \quad (16)$$

$$G_{\text{расход}} = 6247,51 + 310,87 + 11222,17 = 17780,55 \text{ кг/ч.}$$

Результаты расчета материального баланса стадии экстракции приведены в таблице 4.

Таблица 4 – Стадия экстракции гранулированного поликапроамида

Приход			Расход		
Состав потока	кг/ч	%	Состав потока	кг/ч	%
ПКА _{гранул} +НМС _{10%}	6920,84	39,95	ПКА _{гранул}	6558,38	36,92
- ПКА	6228,76	90	- НМС	18,75	0,30
- НМС	692,08	10	- ПКА	6228,76	94,96
Вода	10859,71	61,05	- Вода	310,87	4,74
			Капролактамсодержащая вода	11222,17	63,08
			- НМС	673,33	6,00
			- Вода	10548,84	94,00
Итого:	17780,55	100	Итого:	17780,55	100

4. «Расчет стадии гранулирования поликапроамида

1) Расход отходов и потерь на выходе стадии гранулирования, кг/ч:

$$G_{\text{отходы}} = \frac{G_{\text{ПКА}}}{w_{\text{ПКА}}} \cdot w_{\text{отходы}}, \quad (17)$$

где $G_{\text{отходы}}$ – отходы стадии гранулирования, кг/ч;

$G_{\text{ПКА}}$ – количество гранулированного поликапроамида с содержанием НМС = 10 %, которое подается на стадию экстракции, кг/ч;

$w_{\text{ПКА}}$ – содержание гранулированного поликапроамида (с содержанием НМС = 10 %) в потоке стадии гранулирования, %;

$w_{\text{отходы}}$ – содержание отходов в потоке стадии гранулирования, %»
[3].

$$G_{\text{отходы}} = \frac{6920,84}{99,70} \cdot 0,30 = 20,82 \text{ кг/ч.}$$

2) Количество поликапроамида (с содержанием НМС = 10 %), кг/ч:

$$G_{\text{ПКА (нмс 10\%)}} = G_{\text{ПКА}} + G_{\text{отходы}}, \quad (18)$$

$$G_{\text{ПКА (нмс 10\%)}} = 6920,84 + 20,82 = 6941,66 \text{ кг/ч.}$$

Результаты расчета материального баланса стадии гранулирования приведены в таблице 5.

Таблица 5 – Стадия гранулирования поликапроамида

Приход			Расход		
Состав потока	кг/ч	%	Состав потока	кг/ч	%
ПКА+НМС _{10%}	6941,66	100	ПКА _{гранул} +НМС _{10%}	6920,84	99,70
			Отходы	20,82	0,30
Итого:	6941,66	100	Итого:	6941,66	100

5. «Расчет стадии поликонденсации

1) Расход поликапроамида в выходном потоке, кг/ч:

$$G_{\text{ПКА поликонденсации}} = \frac{G_{\text{ПКА (нмс 10\%)}}}{w_{\text{ПКА}}} \cdot 100, \quad (19)$$

где $G_{\text{ПКА поликонденсации}}$ – расход поликапроамида в выходном потоке, кг/ч;

$G_{\text{ПКА (нмс 10\%)}}$ – выход поликапроамида на стадии поликонденсации, кг/ч;

$w_{\text{ПКА}}$ – содержание поликапроамида на выходе стадии поликонденсации, %» [3].

$$G_{\text{ПКА поликонденсации}} = \frac{6941,66}{99,70} \cdot 100 = 6962,55 \text{ кг/ч.}$$

2) Выход воды и НМС, кг/ч:

$$w_{\text{вода и НМС}} = \frac{G_{\text{вода и НМС}}}{G_{\text{ПКА поликонденсации}}} \cdot 100, \quad (20)$$

где $w_{\text{потер воды и НМС}}$ – содержание отходов, %;

$G_{\text{вода и НМС}}$ – количество потерь в выходном потоке, кг/ч;

$G_{\text{ПКА поликонденсации}}$ – расход поликапроамида в выходном потоке, кг/ч.

$$0,30 = \frac{G_{\text{вода и НМС}}}{6962,55} \cdot 100,$$

$$G_{\text{вода и НМС}} = 20,89 \text{ кг/ч.}$$

Результаты расчета материального баланса стадии поликонденсации приведены в таблице 6.

Таблица 6 – Стадия поликонденсации поликапроамида

Приход			Расход		
Состав потока	кг/ч	%	Состав потока	кг/ч	%
ПКА	6962,55	100	ПКА	6941,66	99,70
			Вода и НМС	20,89	0,30
Итого:	6962,55	100	Итого:	6962,55	100

6. Расчет стадии полимеризации

Состав выхода из реакционной смеси:

- Вода и уксусная кислота = 0,10 %;
- Капролактам = 0,03 %.

1) Расход поликапроамида в выходном потоке, кг/ч:

$$G_{\text{ПКА}_{\text{полимеризации}}} = \frac{G_{\text{ПКА}_{\text{поликонденсации}}}}{w_{\text{ПКА}}} \cdot 100, \quad (21)$$

где $G_{\text{ПКА}_{\text{полимеризации}}}$ – расход поликапроамида в выходном потоке, кг/ч;

$G_{\text{ПКА}_{\text{поликонденсации}}}$ – расход поликапроамида в выходном потоке стадии поликонденсации, кг/ч;

$w_{\text{ПКА}}$ – содержание поликапроамида на выходе стадии полимеризации, %.

$$G_{\text{ПКА}_{\text{полимеризации}}} = \frac{6962,55}{99,87} \cdot 100 = 6971,61 \text{ кг/ч.}$$

2) Потери воды и уксусной кислоты на выходе:

$$w_{\text{вода и УК}} = \frac{G_{\text{вода и УК}}}{G_{\text{ПКА}_{\text{полимеризации}}}} \cdot 100, \quad (22)$$

где $w_{\text{вода и УК}}$ – содержание воды и уксусная кислоты, %;

$G_{\text{вода и УК}}$ – количество воды и уксусная кислоты, кг/ч;

$G_{\text{ПКА}_{\text{полимеризации}}}$ – расход поликапроамида в выходном потоке, кг/ч.

$$0,10 = \frac{G_{\text{вода и УК}}}{6971,61} \cdot 100,$$

$$G_{\text{вода и УК}} = 6,97 \text{ кг/ч.}$$

3) Количество капролактама на выходе, возвращаемое обратно процесс:

$$w_{\text{КЛ}} = \frac{G_{\text{КЛ (воз)}}}{G_{\text{ПКА полимеризации}}} \cdot 100, \quad (23)$$

где $w_{\text{КЛ (воз)}}$ – содержание капролактама, возвращаемое обратно процесс, %;

$G_{\text{КЛ (воз)}}$ – количество капролактама, возвращаемое обратно процесс, кг/ч;

$G_{\text{ПКА полимеризации}}$ – расход поликапроамида в выходном потоке, кг/ч.

$$0,03 = \frac{G_{\text{КЛ (воз)}}}{6971,61} \cdot 100,$$

$$G_{\text{КЛ (воз)}} = 2,09 \text{ кг/ч.}$$

4) Расходы компонентов реакционной смеси на входе стадии полимеризации:

$$w_{\text{компонента}} = \frac{G_{\text{компонента}}}{G_{\text{реакционная смесь}}} \cdot 100, \quad (24)$$

где $w_{\text{компонента}}$ – содержание компонента реакционной смеси на входе, %;

$G_{\text{компонента}}$ – количество компонента реакционной смеси на входе, кг/ч;

$G_{\text{реакционная смесь}}$ – количество $G_{\text{ПКА полимеризации}}$, кг/ч.

5) Расход капролактама на входе:

$$G_{\text{КЛ}} = \frac{6971,61}{100} \cdot 99,71 = 6951,39 \text{ кг/ч.}$$

6) Расход уксусной кислоты на входе:

$$G_{ук} = \frac{6971,61}{100} \cdot 0,19 = 13,25 \text{ кг/ч.}$$

Результаты расчета материального баланса стадии полимеризации приведены в таблице 7.

Таблица 7 – Стадия полимеризации капролактама

Приход			Расход		
Состав потока	кг/ч	%	Состав потока	кг/ч	%
Реакционная смесь:	6971,61	100	ПКА	6962,55	99,87
- капролактама	6951,39	99,71	Выход из реакционной смеси:	6,97	0,10
- уксусная кислота	13,25	0,19	- вода	6,96	99,90
- вода	5,58	0,08	- уксусная кислота	0,01	0,01
- экстрагируемые вещества	1,39	0,02	Капролактама (возвращаемый)	2,09	0,03
Итого:	6971,61	100	Итого:	6971,61	100

7. Стадия приготовления реакционной смеси:

1) Содержание капролактама (возвращаемого обратно в процесс) на выходе, кг/ч:

$$w_{\text{КЛ (воз)}} = \frac{G_{\text{КЛ (воз)}}}{G_{\text{реакционная смесь}}} \cdot w_{\text{реакционная смесь}}, \quad (25)$$

где $G_{\text{КЛ (воз)}}$ – количество капролактама, возвращаемое обратно процесс, кг/ч;

$G_{\text{реакционная смесь}}$ – количество $G_{\text{ПКА}_{\text{полимеризации}}}$, кг/ч;

$w_{\text{реакционная смесь}}$ – содержание реакционной смеси, %.

$$0,03 = \frac{G_{\text{КЛ (воз)}}}{6971,61} \cdot 99,97,$$

$$G_{\text{КЛ (воз)}} = 2,09 \text{ кг/ч.}$$

2) Капролактамы со склада:

$$G_{\text{КЛ (со склада)}} = 6951,39 + 2,09 = 6953,48 \text{ кг/ч.}$$

Результаты расчета материального баланса стадии приготовления реакционной смеси приведены в таблице 8.

Таблица 8 – Стадия приготовления реакционной смеси

Приход			Расход		
Состав потока	кг/ч	%	Состав потока	кг/ч	%
Капролактамы со склада	6953,48	99,71	Реакционная смесь:	6971,61	99,97
Уксусная кислота	13,25	0,19	- капролактамы	6951,39	99,71
Вода	5,58	0,08	- уксусная кислота	13,25	0,19
Экстрагируемые вещества	1,39	0,02	- вода	5,58	0,08
			- экстрагируемые вещества	1,39	0,02
			Капролактамы (возвращаемый)	2,09	0,03
Итого:	6973,70	100	Итого:	6973,70	100

Материальный баланс производства гранулята полиамида-6 производительностью 6250 кг/ч приведен в таблице 9.

Таблица 9 – Материальный баланс производства полиамида-6

Приход			Расход		
Состав потока	кг/ч	%	Состав потока	кг/ч	%
Стадия приготовления реакционной смеси					
Капролактамы со склада	6953,48	99,71	Реакционная смесь	6971,61	99,97
Уксусная кислота	13,25	0,19	Капролактамы (возвращаемый)	2,09	0,03
Вода	5,58	0,08			
Экстрагируемые в-ва	1,39	0,02			
Стадия полимеризации					
Реакционная смесь	6971,61	100	ПКА	6962,55	99,87
			Вода и уксусная кислота	6,97	0,10
			Капролактамы (возвращаемый)	2,09	0,03
Стадия поликонденсации					
ПКА	6962,55	100	ПКА	6941,66	99,70
			Вода и НМС	20,89	0,30
Стадия гранулирования					
ПКА+НМС _{10%}	6941,66	100	ПКА _{гранул} +НМС _{10%}	6920,84	99,70
			Отходы	20,82	0,30
Стадия экстракции					
ПКА _{гранул} +НМС _{10%}	6920,84	39,95	ПКА _{гранул}	6558,38	36,92
Вода	10859,71	61,05	Капролактамысодержащая вода	11222,17	63,08
Стадия сушки					
ПКА _{гранул}	6558,38	100	ПКА _{гранул}	6250,00	95,30
			Вода удаляемая	308,38	4,70

В результате выполнения расчета материального баланса производства полиамида-6 производительностью 150 т/сут были получены данные по расходу сырьевых материалов, величине технологических потерь на

различных стадиях технологического процесса и количества веществ, направляемых на повторное использование в производственном цикле.

3.2 Расчет материального баланса совмещенного процесса сушки и демономеризации гранулированного полиамида-6

Согласно патенту [12] и расчетно-экспериментальному исследованию [7] рассчитаем материальный баланс стадии совмещенного процесса сушки и демономеризации гранулированного полиамида-6.

Таблица 10 – Стадия совмещенного процесса сушки и демономеризации

Приход			Расход		
Состав потока	кг/ч	%	Состав потока	кг/ч	%
ПКА _{гранул} +НМС _{10%}	6920,84	100	ПКА _{гранул}	6250,00	90,31
- ПКА	6228,76	90,00	- ПКА	6228,76	99,66
- НМС	692,08	10,00	- НМС	21,24	0,34
			НМС	670,84	9,69
Итого:	6920,84	100	Итого:	6920,84	100

Совмещенный процесс демономеризации и сушки гранулята полиамида-6 проводится в потоке инертного газа (азота) при температуре 150-160 °С. В этом процессе из гранул одновременно удаляется остаточный капролактамы и влага, при этом не происходит испарения высококипящих олигомеров, что предотвращает загрязнение оборудования. Азот служит агентом переноса капролактама из полимера. После выхода из аппарата насыщенный капролактамом азот направляется в теплообменник, где происходит охлаждение газовой смеси. В результате конденсации капролактамы отделяется от азота в виде жидкости. Далее смесь поступает в сепаратор, где происходит окончательное разделение капролактама и азота. Конденсированный

капролакта́м возвращается в производственный цикл, а очищенный азот повторно используется для процесса демономеризации и сушки.



Такое технологическое решение позволяет исключить энерго- и материалоемкие стадии экстракции капролактама водой и регенерацию экстракционных растворов, снижая расход ресурсов и повышая экологическую безопасность производства. Дополнительно в процессе совмещенной сушки-демономеризации происходит дополиамидирование олигомеров, что улучшает качество полимера.

3.3 Расчет аппарата для демономеризации

По технологическому регламенту производства полиамида-6 ПАО «КуйбышевАзот» [19] время пребывания гранул в сушильном аппарате составляет 19 часов при температуре 110-165°С.

Согласно патенту [12] и расчетно-экспериментальному исследованию [7] совмещенный процесс сушки–демономеризации гранулированного полиамида-6 целесообразно вести при температурах 150-160°С.

Сушильный аппарат, используемый на предприятии, имеет следующие параметры [19]:

- объем (V): 107 м³;
- диаметр (D_{вн}): 3500/3514/3512 мм;
- высота (H_{общ}): 17004 мм.

Рассчитаем аппарат для совмещенного процесса демономеризации и сушки:

1. «Продолжительность процесса демономеризации полиамида-6, ч:

$$\tau = -\frac{r^2}{\pi^2} \cdot \frac{1}{D} \cdot \ln \left(\frac{X_{m,\tau}}{X_{m,B}} \cdot \frac{\pi^2}{6} \right), \quad (26)$$

где: r – радиус гранулы, м;

$X_{m,\tau}$ – содержание капролактама в грануляте в момент времени τ , кг/кг;

$X_{m,B}$ – содержание капролактама в грануляте в момент поступления на сушку, кг/кг;

D – коэффициент диффузии капролактама в твёрдом поликапроамиде, м²/ч.

$$\tau = \frac{0,001^2}{3,14^2} \cdot \frac{1}{3,6 \cdot 10^{-8}} \cdot \ln \left(\frac{0,1}{0,004} \cdot \frac{3,14^2}{6} \right) = 10,47 \text{ ч}$$

2. Определим объем аппарата:

$$V_c = \frac{G \cdot \tau}{\varphi \cdot \rho_n}, \quad (27)$$

где: G – производительность аппарата, кг/ч;

τ – продолжительность демономеризации, ч;

φ – коэффициент заполнения аппарата;

ρ_n – насыпная плотность гранулята полиамида-6, кг/м³» [7].

$$V_c = \frac{6250,00 \cdot 10,47}{0,9 \cdot 700} = 103,87 \text{ м}^3$$

На основании анализа справочных [19] и экспериментальных данных можно заключить, что применяемый на предприятии сушильный аппарат соответствует требованиям для реализации совмещённого процесса демономеризации и сушки, обеспечивая необходимые технологические параметры.

3.4 Расчет пластинчатого теплообменника

В процессе демономеризации азот насыщается капролактамом, что требует его последующего охлаждения для восстановления рабочих параметров и предотвращения перегрева системы. В связи с этим для обеспечения эффективного теплообмена и поддержания необходимой температуры газа рассчитаем пластинчатый теплообменник.

Справочные данные для азота [3]:

- температура начальная ($t_{1н}$): 150 °С;
- температура конечная ($t_{1к}$): 70 °С;
- средняя температура (t_1): 110 °С;
- плотность (ρ_1): 1,06 кг/м³;

- динамическая вязкость (μ_1): $22,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с;
- теплопроводность (λ_1): 0,031 Вт/(м·К);
- средняя массовая теплоемкость (c_1): 1045 Дж/(кг·К);
- коэффициент Прандтля (Pr_1): 0,76.

Справочные данные для воды [3]:

- температура начальная ($t_{2н}$): 60 °С;
- температура конечная ($t_{2к}$): 75 °С;
- средняя температура (t_2): 67,5 °С;
- плотность (ρ_2): 978,1 кг/м³;
- динамическая вязкость (μ_2): $0,423 \cdot 10^{-3}$ Па·с;
- теплопроводность (λ_2): 0,661 Вт/(м·К);
- средняя массовая теплоемкость (c_2): 4186 Дж/(кг·К);
- коэффициент Прандтля (Pr_2): 2,68;
- удельная массовая теплота конденсации (r_2): 2340000 Дж/кг.

1. Расчёт содержания капролактама в азоте по закону Дальтона:

$$\frac{n_{\text{капролактама}}}{n_{\text{азот}}} = \frac{P_{\text{капролактама}}}{P_{\text{азот}}}, \quad (28)$$

где $n_{\text{капролактама}}$, $n_{\text{азот}}$ – содержание в моль;

$P_{\text{капролактама}}$, $P_{\text{азот}}$ – парциальное и общее давление в кПа.

Давление насыщенных паров капролактама:

- при 70 °С $P_{\text{капролактама}} = 0,05$ кПа;
- при 150 °С $P_{\text{капролактама}} = 2,8$ кПа.

Избыточное давление азота в аппарате: 0,22 бар = 22,286 кПа

Абсолютное давление азота: 22,286 + 101,3=123,59 кПа

Содержание капролактама в азоте при 70 °С и 150 °С соответственно:

$$\frac{n_{\text{капролакта́м}}}{n_{\text{азот}}} = \frac{0,05}{123,59} = 0,0004$$

$$\frac{n_{\text{капролакта́м}}}{n_{\text{азот}}} = \frac{2,8}{123,59} = 0,023$$

Мольные доли переводим в массовые доли (Молярная масса капролактама 113,6 г/моль, азота – 28,02 г/моль):

$$\frac{113,6 \cdot 0,0004}{0,0004 \cdot 113,6 + 28,02(1 - 0,0004)} = 1,6 \cdot 10^{-3}$$

$$\frac{113,6 \cdot 0,023}{0,023 \cdot 113,6 + 28,02(1 - 0,023)} = 8,7 \cdot 10^{-2}$$

2. Массовый расход азота рассчитывается по зависимости:

$$L = \frac{W}{d_2 - d_1}, \quad (29)$$

где W – производительность по испарённому капролактаму, кг/ч;

d_1, d_2 – содержание капролактама в теплоносителе на входе в аппарат и на выходе из него, кг/кг.

$$L = \frac{670,84}{8,7 \cdot 10^{-2} - 1,6 \cdot 10^{-3}} = 7855,27 \text{ кг/ч}$$

Следовательно, количество азота (G_1): 2,18 кг/с

3. Тепловая нагрузка аппарата составит:

$$Q_1 = G_1 \cdot c_1 \cdot (t_{1\text{н}} - t_{1\text{к}}), \quad (30)$$

$$Q_1 = 2,18 \cdot 1045 \cdot (150 - 70) = 182248 \text{ Вт.}$$

4. Расход воды:

$$Q_2 = G_2 \cdot c_2 \cdot (t_{2\kappa} - t_{2\text{н}}), \quad (31)$$

так как $Q_1 = Q_2$, то

$$G_2 = \frac{182248}{4186 \cdot (75 - 60)} = 2,90 \text{ кг/с.}$$

5. Среднелогарифмическая разность температур:

$$\Delta t_{\text{ср. лог}} = \frac{(t_{1\text{н}} - t_{1\kappa}) - (t_{2\kappa} - t_{2\text{н}})}{\ln\left(\frac{t_{1\text{н}} - t_{1\kappa}}{t_{2\kappa} - t_{2\text{н}}}\right)}, \quad (32)$$

$$\Delta t_{\text{ср. лог}} = \frac{(150 - 70) - (75 - 60)}{\ln\left(\frac{80}{15}\right)} = 38,8 \text{ град.}$$

6. Ориентировочный выбор пластинчатого теплообменника

«Примем минимальное ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, соответствующее турбулентному течению $K_{\text{оп}} = 50 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. При этом ориентировочное значение поверхности теплообмена составит» [3]:

$$F = Q/(\Delta t_{\text{ср}} \cdot K), \quad (33)$$

$$F_{\text{оп}} = \frac{182248}{38,8 \cdot 50} = 93,94 \text{ м}^2$$

Поправку для среднелогарифмической разности температур определим по уравнению

$$\varepsilon_{\Delta t} = \frac{\eta/\delta}{\ln\left(\frac{2-P(1+R-\eta)}{2-P(1+R+\eta)}\right)}, \quad (34)$$

$$\text{где } \eta = \sqrt{R^2 + 1}; \delta = \frac{R-1}{\ln\left(\frac{1-P}{1-RP}\right)}; P = \frac{t_{2K}-t_{2H}}{t_{1H}-t_{2H}}; R = \frac{t_{1H}-t_{1K}}{t_{2K}-t_{2H}}$$

$$P = \frac{75 - 60}{150 - 60} = 0,167$$

$$R = \frac{150 - 70}{75 - 60} = 5,33$$

$$\eta = \sqrt{5,33^2 + 1} = 5,42$$

$$\delta = \frac{5,33 - 1}{\ln\left(\frac{1 - 0,167}{1 - 5,33 \cdot 0,167}\right)} = 2,14$$

$$\varepsilon_{\Delta t} = \frac{5,42/2,14}{\ln\left(\frac{2 - 0,167(1 + 5,33 - 5,42)}{2 - 0,167(1 + 5,33 + 5,42)}\right)} = 0,65$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \Delta t_{\text{ср. лог}} \cdot \varepsilon_{\Delta t} = 38,8 \cdot 0,65 = 25,22 \text{ град}$$

С учетом поправки ориентировочная поверхность составит:

$$F_{\text{оп}} = \frac{182248}{25,22 \cdot 50} = 144,53 \text{ м}^2$$

По справочным данным [3] поверхности, близкие к $144,53 \text{ м}^2$, имеют теплообменники с пластинами площадью $0,6 \text{ м}^2$. Для уточнённого расчёта выберем: $F = 140 \text{ м}^2$, число пластин $N = 236$, тип пластин 0,6;

1. Пусть компоновка пластин [3]: Сх: 118/59+59.

1) Скорость в 118 каналах с проходным сечением $0,00245 \text{ м}^2$ и эквивалентным диаметром каналов $d_3=0,0083 \text{ м}$ равны [3]:

$$\omega = \frac{G}{\rho(N/2)S}, \quad (35)$$

$$\omega_1 = \frac{2,18}{1,06 \cdot 118 \cdot 0,00245} = 7,11 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \omega \cdot d_3 \cdot \rho / \mu, \quad (36)$$

$$Re_1 = 7,15 \cdot 0,0083 \cdot 1,06 / (22,5 \cdot 10^{-6}) = 2780,17$$

Полученное значение больше 50, значит режим турбулентный, поэтому коэффициент теплоотдачи рассчитаем по формуле:

$$\alpha_1 = \left(\frac{\lambda}{d_3} \right) \cdot 0,135 \cdot Re^b \cdot Pr^c, \quad (37)$$

$$\alpha_1 = \left(\frac{0,031}{0,0083} \right) \cdot 0,135 \cdot 2780,17^{0,73} \cdot 0,76^{0,43} = 146,62 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

2) Скорость воды в 59 каналах, по формуле (35):

$$\omega_2 = \frac{2,90}{978,1 \cdot 59 \cdot 0,00245} = 0,021 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса, по формуле (36):

$$Re_2 = 0,021 \cdot 0,0083 \cdot 978,1/0,000423 = 403,03$$

Коэффициент теплоотдачи, по формуле (37):

$$\alpha_2 = \left(\frac{0,661}{0,0083} \right) \cdot 0,135 \cdot 403,03^{0,73} \cdot 2,68^{0,43} = 1312,33 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Толщина пластин $\delta_{\text{ст}} = 1,0$ мм, материал – нержавеющая сталь, $\lambda_{\text{ст}} = 17,5$ Вт / (м · К), тепловая проводимость загрязнений со стороны азота $r_{31} = 2800$ Вт / (м² · К), и воды $r_{32} = 2900$ Вт / (м² · К) [3]. Сумма термических сопротивлений стенки пластин и загрязнений составит:

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{r_{31}} + \frac{1}{r_{32}}, \quad (38)$$

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{1,0 \cdot 10^{-3}}{17,5} + \frac{1}{2800} + \frac{1}{2900} = 0,000759 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$$

Коэффициент теплопередачи равен:

$$K = \left(\sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}, \quad (39)$$

$$K = \left(0,000759 + \frac{1}{146,62} + \frac{1}{1312,33} \right)^{-1} = 119,88 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Требуемая поверхность теплопередачи, формула (33):

$$F = \frac{182248}{25,22 \cdot 119,88} = 60,28 \text{ м}^2$$

Теплообменник номинальной поверхностью $F_{\Pi} = 140 \text{ м}^2$ подходит с запасом:

$$\Delta = \frac{F_{\Pi} - F}{F} \cdot 100, \quad (40)$$

$$\Delta = \frac{140 - 60,28}{60,28} \cdot 100 = 132,25 \%$$

Его масса $M_{\Pi} = 2290 \text{ кг}$.

3) Гидравлическое сопротивление пластинчатого теплообменника находится по формуле:

$$\Delta p = x \xi \frac{L}{d_3} \frac{\rho \omega^2}{2} + 3 \frac{\rho \omega_{\text{ш}}^2}{2}, \quad (41)$$

Диаметр присоединяемых штуцеров $d_{\text{ш}} = 0,2 \text{ м}$, коэффициент $\alpha_2 = 15$, приведенная длина каналов $L = 1,01 \text{ м}$ [3]. Для однопакетной компоновки пластин $x = 1$, для двухпакетной $x = 2$.

Скорость жидкости в штуцерах:

$$\omega_{\text{ш}} = \frac{4 \cdot G}{\rho \cdot \pi \cdot d_{\text{ш}}}, \quad (42)$$

$$\omega_{\text{ш}1} = \frac{4 \cdot 2,18}{1,06 \cdot 3,14 \cdot 0,2} = 13,10 \text{ м/с}$$

$$\omega_{\text{ш}2} = \frac{4 \cdot 2,90}{978,1 \cdot 3,14 \cdot 0,2} = 0,019 \text{ м/с}$$

Коэффициент трения:

$$\xi = \frac{\alpha_2}{\sqrt[4]{Re}}, \quad (43)$$

$$\xi_1 = \frac{15}{\sqrt[4]{2780,17}} = 2,07$$

$$\xi_2 = \frac{15}{\sqrt[4]{403,03}} = 3,35$$

Гидравлическое сопротивление:

$$\Delta p_1 = 1 \cdot 2,07 \cdot \frac{1,01}{0,0083} \cdot \frac{1,06 \cdot 7,11^2}{2} + 3 \cdot \frac{1,06 \cdot 13,10^2}{2} = 7021,69 \text{ Па}$$

$$\Delta p_2 = 2 \cdot 3,35 \cdot \frac{1,01}{0,0083} \cdot \frac{978,1 \cdot 0,021^2}{2} + 3 \cdot \frac{978,1 \cdot 0,019^2}{2} = 176,37 \text{ Па}$$

Произведен выбор конструкции и рассчитан пластинчатый теплообменный аппарат для охлаждения азота от 150 °С до 70 °С. Параметры теплообменника: поверхность теплопередачи $F = 140 \text{ м}^2$; поверхность пластины $f = 0,6 \text{ м}^2$; количество пластин $N = 236$ шт; масса аппарата $M = 2290 \text{ кг}$.

Заключение

В выпускной квалификационной работе был рассмотрен процесс получения полиамида-6 (ПА-6) путем совмещения процессов демономеризации и сушки. В литературном обзоре подробно проанализированы существующие методы получения ПА-6, выявлены их основные достоинства и недостатки. Особое внимание уделено патентному анализу, который подтвердил отсутствие прямых аналогов предложенного решения, что подчеркивает его инновационный характер. Это позволило обосновать актуальность оптимизации существующих технологий и необходимость внедрения более эффективных и экологически чистых методов.

В технологической части работы подробно рассмотрена действующая технологическая схема производства ПА-6 с описанием характеристик используемого сырья и выпускаемой продукции. На основе анализа существующих методов были предложены изменения, направленные на повышение эффективности производства и улучшение качества продукции.

В расчетной части работы были проведены расчеты материальных балансов до и после внедрения оптимизированного процесса. Это позволило оценить экономическую эффективность предложенных изменений и определить необходимые затраты на внедрение нового оборудования. Также был проведен расчет аппарата для демономеризации и дополнительного оборудования, такого как пластинчатый теплообменник, что обеспечило более полное использование ресурсов и снижение энергозатрат.

Внедрение предложенных изменений позволит повысить эффективность производства ПА-6, улучшить его конкурентоспособность на рынке и минимизировать негативное воздействие на окружающую среду. Таким образом, результаты данной работы могут стать основой для дальнейших исследований и внедрения инновационных технологий в производственный процесс.

Список используемых источников

1. Алексеев Е. А., Головушкин Б. А., Лабутин А. Н., Ерофеева Е. В. Моделирование процесса получения полиамида-6 [Электронный ресурс] // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. 2015. №1. URL: <https://cyberleninka.ru/article/n/modelirovanie-protsessa-polucheniya-poliamida-6> (дата обращения: 15.02.2025).
2. Вольф Л.А., Хайтин Б.Ш. Производство поликапроамида. М.: Химия, 1977.
3. Дытнерский, Ю.И. Основные Процессы и аппараты химической технологии // Г.С. Борисов, Ю.И. Дытнерский. – М.: «Химия», 1991. – 634с.
4. Ивашкин Н.И., Голованчиков А.Б., Татарников М.К. Моделирование сушки полиамида в потоке инертного газа // Химическая промышленность. 2004. Т. 81. № 9. С. 445.
5. Кремнев О.А., Боровский В.Р., Мишнаевский Л.М., Шаркова Н.А. Интенсификация экстракции и сушки капроновой крошки // Химические волокна. –1968. – № 2. – С. 68.
6. Леонов Д. В. Разработка полиамида-6 функционального назначения, модифицированного окисленным графитом: специальность 05.17.06 «Технология и переработка полимеров и композитов»: диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук / Д. М. Леонов; Саратовский государственный технический университет имени Гагарина Ю.А. – Саратов, 2018. – 131 с.
7. Липин, А.А., Липин, А.Г., Базаров, Ю.М., Баранников, М.В., Мизеровский, Л.Н. Расчетно-экспериментальное исследование совместного процесса сушки и демономеризации полиамида-6 в аппарате периодического действия [Электронный ресурс] // Теоретические основы химической технологии, 2017. Т. 51. № 3. С. 315-322. – URL: <https://www.isuct.ru/dept/chemkiber/piaht/admin/editor/uploads/files/THT0315.pdf> (дата обращения: 15.02.2025).

8. Мизеровский Л.Н., Базаров Ю.М., Павлов М.Г. Перспективы совершенствования технологии получения поликапроамида, используемого в производстве текстильных и технических нитей. Ч. 1 // Химические волокна. – 2003. – № 5. – С. 15-19.

9. Мизеровский Л.Н., Базаров Ю.М., Павлов М.Г. Перспективы совершенствования технологии получения поликапроамида, используемого в производстве текстильных и технических нитей. Ч. 2. // Химические волокна. – 2003. – № 6. – С. 9-14.

10. Мизеровский Л.Н., Базаров Ю.М. Твердофазный синтез полиамида-6 // Химические волокна – 2006 – № 4 – С. 40.

11. Патент № 2557245 С1 Российская Федерация, МПК С08G 69/28. Способ получения полиамида № 2014138988/04, заявл. 2013.02.25: опубл. 2015.07.20 / Тотихара Тацую, Синохара Кацуми; заявитель, патентобладатель МИЦУБИСИ ГЭС КЕМИКАЛ КОМПАНИ, ИНК. – URL: https://yandex.ru/patents/doc/RU2557245C1_20150720 (дата обращения: 15.02.2025).

12. Патент № 2471817 С1 Российская Федерация, МПК С08G 69/16, С08G 69/04. Способ получения полиамида-6: № 2012100343/04: заявл. 10.01.2012: опубл. 10.01.2013 / А. С. Колобков, Ю. М. Базаров, Л. Н. Мизеровский, В. Г. Силантьева; заявитель, патентобладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Ивановский государственный химико-технологический университет». [Электронный ресурс] – URL: https://yandex.ru/patents/doc/RU2471817C1_20130110 (дата обращения: 15.02.2025).

13. Патент № 2466155 С2 Российская Федерация, МПК С08G 69/16, С08G 69/04, С08G 69/46. Способ и устройство для получения полиамида: № 2010126184/04: заявл. 20.11.2008: опубл. 10.11.2012 / Ш. Дейсс; заявитель, патентобладатель АУТОМАТИК ПЛЭСТИКС МАШИНЕРИ ГМБХ. [Электронный ресурс] – URL:

https://yandex.ru/patents/doc/RU2466155C2_20121110 (дата обращения: 15.02.2025).

14. Патент № 2812605 С1 Российская Федерация, МПК С08G 69/16, С08G 69/46, В29В 9/16. Способ получения полиамида-6: № 2023120435: заявл. 03.08.2023: опубл. 30.01.2024 / М. В. Баранников, В. С. Поляков, Ю. М. Базаров; заявитель, патентобладатель Общество с ограниченной ответственностью «ПолиКом». [Электронный ресурс] – URL: <https://patenton.ru/patent/RU2812605C1> (дата обращения: 15.02.2025).

15. Патент № 2074866 С1 Российская Федерация, МПК С08G 69/20. Способ получения полиамида анионной полимеризацией капролактама: № 5055280/04: заявл. 1992.07.20 / В. Г. Фролов, М. И. Демина, Г. А. Сальникова; заявитель, патентобладатель Акционерное Общество Открытого Типа Научно-Исследовательский Институт Пластических Масс Им. Г. С. Петрова с Опытным Московским Заводом Пластмасс». [Электронный ресурс] – URL: <https://patenton.ru/patent/RU2074866C1#similar> (дата обращения: 15.02.2025).

16. Патент № 2145329 С1 Российская Федерация, МПК С08G 69/16, D01F 6/60. Способ получения волокнообразующего поликапроамида: № 98101760/04: заявл. 30.01.1998 / Ю.М. Базаров, Л.Н. Мизеровский, А.А. Сухоруков, А.Ю. Ценин; заявитель, патентобладатель Ивановский государственный химико-технологический университет, Акционерное общество открытого типа «Клинволокно». [Электронный ресурс] – URL: <https://www.fips.ru/cdfi/fips.dll/ru?ty=29&docid=2145329> (дата обращения: 15.02.2025).

17. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. М.: Химия, 1980.

18. Силантьева, В.Г. Полимеризация капролактама в присутствии активирующих систем на основе фосфорной кислоты / В.Г. Силантьева, Л.Н. Мизеровский, А.Н. Быков // Химические волокна. – 1987. – № 2. – С.19.

19. Технологический регламент по производству полиамида. ПАО «КуйбышевАзот», № ТР 78-1, 2016.

20. Шибаета Л.Ф., Крохин Н.Г., Кавецкий Г.Д. Сушка поликапроамидной крошки в псевдооживленном слое // Химические волокна. – 1969. – № 5. – С. 8.
21. Штомпель В.А., Тихомирова Ю.М., Носов М.П. Исследование кинетики процесса сушки крошки поликапроамида // Химические волокна. – 1974. – № 3. – С. 15.
22. Blackburn R.S. Sustainable Polymers: Processing, Characterization, and Applications / R.S. Blackburn. – Hoboken, NJ: Wiley, 2021. – 350 с.
23. Carraher C.E. Polymer Chemistry / C.E. Carraher. — CRC Press, 2017. – 600 с.
24. Moeller M., Matyjaszewski K. Polymer Science: A Comprehensive Reference. Vol. 3 // M. Moeller, K. Matyjaszewski. – Elsevier Science, 2012. – 800 с.
25. Patent № WO/2000/017255, IPC C08G 69/16, C08G 69/46. Process for the production of polyamide-6 from epsilon-caprolactam; № PCT/NL1999/000588: AVG. 21.09.1999 / A. A. Van Geenen, C. L. Van der Sluijs, E. R. Peerlkamp, E. G. Kloosterman, R. J. Hoenen, Th. K. Schulpen et al. [Electronic resource] – URL: <https://patentscope.wipo.int/search/ru/detail.jsf?docId=WO2000017255> (дата обращения: 15.02.2025).
26. Ravve A. Principles of Polymer Chemistry. 3rd ed. Cham: Springer, 2012 – 849 с.