

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

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра

«Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(направленность (профиль))

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Технологический расчет выпарной установки лактамных вод производства
полиамида-6

Обучающийся

А.А. Симоненко

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

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

Тольятти 2022

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнил: Симоненко А.А.

Тема работы: Технологический расчет выпарной установки лактамных вод производства полиамида-6

Научный руководитель: Чариков Ю. В.

Цель бакалаврской работы является увеличение производительности выпарной установки концентрирования лактамных вод производства полиамида-6.

Выпускная квалификационная работа изложена на 64 страницах, включает 5 таблиц и 12 рисунков.

Объектом исследования является предприятие ПАО «КуйбышевАзот».

В первом разделе рассмотрен материал о процессе концентрирования, обоснован выбор проведения процесса.

Во втором разделе приведены характеристика сырья и готовой продукции, описание технологической схемы процесса концентрирования лактамных вод в производстве ПА - 6.

В третьем разделе на основе материального и теплового балансов, расчета вспомогательного оборудования выбрано основное оборудование.

Содержание

Введение.....	4
1 Аналитическая часть.....	5
1.1 Химизм получения полиамида-6 и организация процесса синтеза.....	5
1.2 Технологии концентрирования растворов.....	9
1.3 Анализ конструкций выпарных аппаратов.....	12
2 Технологическая часть.....	25
2.1 Характеристика полиамида-6 и сырья для его синтеза.....	25
2.2 Принципиальная схема производства полиамида-6.....	27
2.3 Технологическая схема установки концентрирования лактамных вод.....	27
2.3 Технологическая схема установки концентрирования лактамных вод.....	30
3 Расчетная часть.....	39
3.1 Расчет материального баланса выпарной установки.....	39
3.2 Расчет теплового баланса и конструктивный расчет выпарной установки.....	44
3.3 Прочностной расчет элементов выпарной установки.....	47
3.4 Расчет кожухотрубчатого конденсатора.....	56
3.5 Расчет производительности вакуум-насоса.....	58
Заключение.....	60
Список используемой литературы и используемых источников.....	61

Введение

ПАО «КуйбышевАзот» сегодня выпускает полиамид-6 разных диапазонов вязкости 2,7 и 3,4 для производства технических нитей для кордных и технических тканей.

В качестве сырья для производства полиамида-6 используется капролактam, деминерализованная вода и стабилизатор, полимер получается в виде гранулята. Из гранулята производится высококачественный материал для пленок, технических нитей и текстильных нитей. Производство осуществляется непрерывным способом. Производительность установки по полиамиду составляет 150 тонн в сутки.

В процессе производства образуются лактамные воды, содержащие остаточный мономер и низкомолекулярные соединения. Возвращение сырья в технологический цикл требует концентрирования лактамных вод в выпарной установке. Производственный процесс построен таким образом, что обеспечивается почти полное использование сырья (капролактама). Производительность выпарной установки 14 тонн в час по лактамной воде.

Блок синтеза жестко связан с установкой концентрирования лактамных вод. Повышение производительности по целевому продукту требует наращивания производительности по переработке непрореагировавших до конца низкомолекулярных соединений. В связи с физическим смыслом процесса выпаривания интенсификация процесса возможна путем совершенствования аппаратного оформления процесса.

Целью выпускной квалификационной работы является увеличение производительности выпарной установки концентрирования лактамных вод производства полиамида-6.

Для достижения цели, были поставлены следующие задачи:

- рассмотреть теоретические аспекты процесса концентрирования;
- проанализировать технологическую схему производства;
- рассчитать параметры основного и вспомогательного оборудования.

1 Аналитическая часть

1.1 Химизм получения полиамида-6 и организация процесса синтеза

Полиамид-6 (рисунок 1) получают термической полимеризацией капролактама (лактама ϵ -аминокапроновой кислоты) в инертной атмосфере при температуре до 270 °С. Для инициирования реакции необходим активатор (обычно вода, ϵ -аминокапроновая кислота или гексаметилендиамин), в количестве 1—2 %. Экспериментальные данные свидетельствуют о том, что процесс протекает по механизму ступенчатой полимеризации.

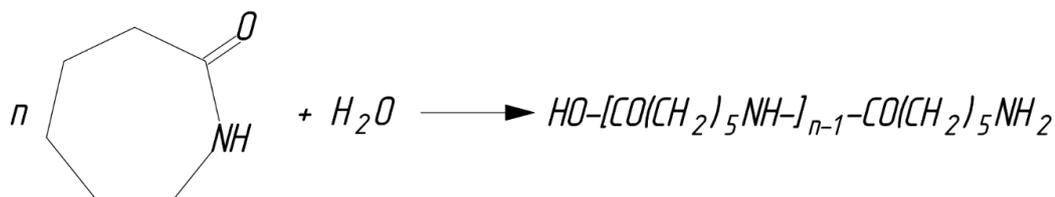


Рисунок 1 – Механизм получения полиамида-6

В качестве регуляторов роста цепи можно использовать добавки монокарбоновых кислот, например, уксусной. «Регуляторы предотвращают чрезмерное повышение молекулярного веса, блокируя концевые аминогруппы. Небольшое количество исходного мономера (около 10%), присутствующее в равновесной полимеризационной смеси, перед формованием из расплава удаляют путем экстракции водой» [3]. Кроме того, при полимеризации образуется немного циклических олигомеров (рисунок 2).

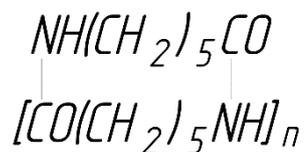


Рисунок 2 – Структура циклического олигомера

В процессе формования волокна в незначительной степени происходит деструкция полимера в мономер.

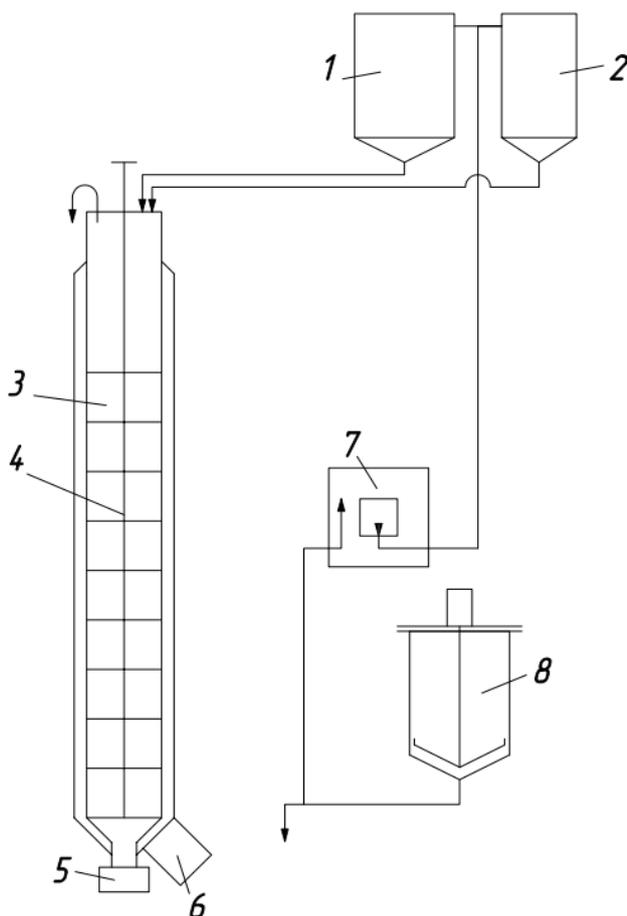
«Основные особенности процесса гидролитической полимеризации капролактама заключаются в следующем. Лактам в виде 20%-ного водного раствора, к которому добавлен регулятор длины цепи (обычно уксусная кислота), нагревают в закрытом реакторе до 260 - 270 °С с образованием в результате гидролиза лактама свободной аминокaproновой кислоты. По мере роста температуры осуществляют плавный сброс давления водяных паров до атмосферного; далее в течение 3 - 4 ч проводят дальнейшую конденсацию полимера. Ввиду отсутствия регулятора молекулярной массы реакция идет до наступления равновесия. Наличие кислорода в реакционном аппарате совершенно недопустимо из-за прохождения при этом окислительной деструкции, вызывающей пожелтение полимера.

Периодический процесс осуществляется по двухстадийной схеме, причем первая стадия проводится при высоком содержании воды и под давлением, а вторая — при низком содержании воды и атмосферном давлении. На последней стадии время, необходимое для установления равновесия, определяется конечным содержанием воды в полимере. Например, при 260°С оно составляет 10 ч при содержании 1 % воды и 36 ч при содержании 0,25% воды.

На кинетику и условия равновесия начальных стадий процесса оказывает влияние ряд факторов, таких как исходное содержание воды в смеси, температура и давление в процессе полимеризации. Все эти параметры должны строго контролироваться для получения однородного продукта» [7].

На качество продукта и скорость процесса большое значение имеет удаление воды из реакционной массы. Организация процесса непрерывным способом позволяет удалять воду достаточно полно между стадиями высокого и низкого давления позволяет получить продукт с пониженным содержанием примесей, более однородными свойствами, по сравнению с продуктом полученным периодическим способом.

«На рисунке 3 показана схема процесса непрерывной полимеризации в колонном реакторе.



1-емкость лактама, 2-емкость раствора гексаметилендиамина, 3- реактор, 4- роторная мешалка, 5-насос, 6-нагреватель, 7 – фильтр, 8 – котёл

Рисунок 3 – Схема гидролитической полимеризации капролактама

Водный раствор мономера с введенным регулятором молекулярной массы подают к верхней части колонны высотой 3 - 4 м для предварительного подогрева. Загрязненный примесями полимер выходит из нижней части трубы. В начальный период процесс ведется в присутствии только сухого лактама, регулятора молекулярной массы и инициатора (например, гексаметилендиамин). Потом в реакцию смесь можно добавлять водный раствор лактама. время всего процесса получения полимера поддерживается температура, близкая к 265 °С, так как с повышением температуры

уменьшается равновесное влагосодержание. Обычно полимер на выходе из трубы содержит 0,2 - 0,4% воды» [8].

Увеличение диаметра реактора позволяет нарастить производительность установки. Для сохранения значения молекулярной массы продукта требуется увеличение пути движения реакционной массы по объему реактора. Конструктивно это достигается за счет установки перфорированных пластин и внутренних перегородок. Установка этих элементов также положительно сказывается на интенсивности диффузионных процессов, проходящих в реакционной массе.

«Кроме описанных способов, в патентной литературе приводятся другие способы получения полиамидов, которые, однако, не получили промышленного применения. Например, реакция нитрилов с олефинами и третичными спиртами.

Полиамид-6, полученный как периодическим, так и непрерывным способом, содержит примеси мономера и олигомеров, что особенно нежелательно, если материал должен использоваться для переработки в изделия. Наличие примесей обусловлено равновесным характером протекающих процессов, в результате чего создаются благоприятные условия для образования низкомолекулярных продуктов.

Удаление низкомолекулярных примесей осуществляется достаточно просто многократной экстракцией полимера в воде, иногда с введением восстановителя для сохранения цвета полимерных гранул. При использовании водной экстракции необходима последующая сушка.

Мономер и олигомеры могут быть удалены при нагревании гранул в токе азота; лактам улетучивается приблизительно при 200 °С, однако при этом полимер должен быть очень стабильным, чтобы не протекала дальнейшая полимеризация. Очищенный таким образом полимер содержит очень небольшое количество влаги и перед дальнейшим использованием, например, перед переработкой литьем под давлением, должен быть упакован в герметичную тару с целью сохранения гранул в сухом виде. Для ускорения

процесса сушки предлагаются и другие способы — сушка в тонком слое и в вакууме. Однако при этом необходимо принимать меры предосторожности для предупреждения последующей полимеризации. Без всякого риска в отношении дальнейшей полимеризации для удаления низкомолекулярных примесей можно использовать перегретый пар» [9].

Для отгона воды из лактамных вод также могут быть использованы ректификационные установки. Но энергетические затраты на процесс и показатели выбросов сопоставимы с процессом выпаривания. В связи с этим как альтернатива процессу выпаривания ректификация рассматриваться не может.

«Необходимо отметить, что при любом последующем процессе переработки экстрагированного полиамида всегда существует тенденция к установлению нового равновесного состояния в полимере. Поэтому условия переработки следует подбирать таким образом, чтобы свести до минимума возможность образования низкомолекулярных продуктов» [11].

Организация процесса переработки лактамной воды во многом определяет производительность стадии синтеза полиамида, энергозатраты, расходные коэффициенты по сырью, и количество отходов производства. Нарращивание производительности стадии синтеза должно быть согласовано с производительностью стадии концентрирования лактамных вод.

1.2 Технологии концентрирования растворов

Физический смысл концентрирования водных растворов заключается в удалении воды. Этот процесс может быть организован испарением или мембранными процессами. С точки зрения энергетических затрат мембранные технологии эффективны для концентрирования слабоконцентрированных растворов до невысоких концентраций, испарение — для высоконцентрированных.

«Процесс концентрирования растворов, заключающийся в удалении растворителя путем испарения при кипении, называется выпариванием.

Большей частью из раствора удаляют лишь часть растворителя, так как в выпарных аппаратах обычных конструкций упаренный раствор должен оставаться в текучем состоянии. Полное удаление растворителя в таких аппаратах возможно в тех случаях, когда растворенное вещество либо является жидким, либо при температуре процесса находится в расплавленном состоянии.

Выпаривание широко применяется для повышения концентрации разбавленных растворов. В промышленности в большинстве случаев выпариваются водные растворы различных веществ.

Для обогрева выпарных аппаратов применяют нагревающие агенты. Наибольшим распространением пользуется водяной пар. В некоторых случаях, когда необходимо проводить выпаривание при высокой температуре, применяют топочные газы и высокотемпературные нагревающие агенты, и используют также электрический обогрев [1].

Нагревание выпариваемого раствора производится либо путем передачи тепла от нагревающего агента через стенку, разделяющую оба вещества, либо путем непосредственного соприкосновения веществ.

Выпаривание ведут как под атмосферным, так и под пониженным или повышенным давлением.

При выпаривании раствора под атмосферным давлением образующийся так называемый вторичный (соковый) пар выпускается в атмосферу. Такой способ выпаривания является наиболее простым.

При выпаривании под пониженным давлением (при разряжении) в аппарате создается вакуум путем конденсации вторичного пара в специальном конденсаторе и отсасывания из него неконденсирующихся газов с помощью вакуум-насоса» [6].

Организация процесс под вакуумом позволяет достичь снижения температуры кипения раствора, что позволяет, во-первых, подвергать

концентрированию растворов термонестабильных веществ, во-вторых, использовать для нагрева теплоносители с невысокой температурой при переработке растворов с высокой температурой кипения при атмосферном давлении, в-третьих, появляется возможность интенсифицировать теплообменные процессы за счет снижения разности температур между упариваемым раствором и теплоносителем и тем самым уменьшить требуемую поверхность теплообмена и снизить габариты аппаратуры. С другой стороны, организация вакуумного процесса требует дополнительных затрат на оборудование и его эксплуатацию. Требуется увеличение толщины стенок всех аппаратов, работающих под вакуумом, а также постоянные дополнительные затраты электроэнергии и воды на работу вакуум-насоса

«При выпаривании под повышенным давлением вторичный пар может быть использован как нагревающий агент в подогревателях, для отопления, а также для различных технологических нужд. Выпаривание под давлением связано с повышением температуры кипения раствора, поэтому применение данного способа ограничено свойствами раствора и температурой нагревающего агента.

Установки, состоящие из одиночного аппарата, вторичный пар из которого не используется (при выпаривании под атмосферным давлением или при разрежении) или используется вне аппарата, называются однокорпусными выпарными установками.

Большим распространением пользуются многокорпусные выпарные установки, включающие несколько соединенных друг с другом аппаратов (корпусов), работающих под давлением, понижающимся по направлению от первого корпуса к последнему. В таких установках можно применять вторичный пар, образующийся в каждом предыдущем корпусе, для обогрева последующего корпуса. При этом свежим паром обогревается только первый корпус; образующийся в первом корпусе вторичный пар направляется на обогрев второго корпуса, в котором давление ниже, и так далее. Вторичный пар из последнего корпуса поступает в конденсатор (если этот корпус работает

при разрежении) или используется вне установки (если последний корпус работает при повышенном давлении). Таким образом, в многокорпусных выпарных установках осуществляется многократное использование одного и того же количества тепла (тепла, отдаваемого греющим паром в первом корпусе), что позволяет сэкономить значительное количество потребляемого свежего пара» [18].

Для повышения полноты использования энергии в выпарных установках возможно применение принципа теплового насоса. Когда вторичный пар сжимается компрессором или струйным насосом, повышается его температура и он используется в качестве греющего для обогрева в рамках однокорпусной выпарной установки.

Исходя из современного уровня развития техники для концентрирования растворов с концентрацией более 10% до концентраций более 80% целесообразно использование многокорпусных выпарных установок [17].

1.3 Анализ конструкций выпарных аппаратов

Все распространенные выпарные аппараты имеют общие принципы построения конструкции. Основным элементом является трубная теплообменная поверхность. Обычно в межтрубное пространство подается парообразный теплоноситель.

Основными составляющими частями конструкции является:

-кипятильник, который состоит из труб в которых кипит раствор, и собственно происходит выпаривание, под действием теплоты теплоносителя;

-сепаратор, где пар вторичного вкипания отделяется от капельной влаги раствора.

«Необходимость в паровом пространстве (сепараторе) составляет основное конструктивное отличие выпарных аппаратов от теплообменников.

В зависимости от характера движения кипящей жидкости в выпарном аппарате различают:

- выпарные аппараты со свободной циркуляцией;
- выпарные аппараты с естественной циркуляцией;
- выпарные аппараты с принудительной циркуляцией;
- плечные выпарные аппараты.

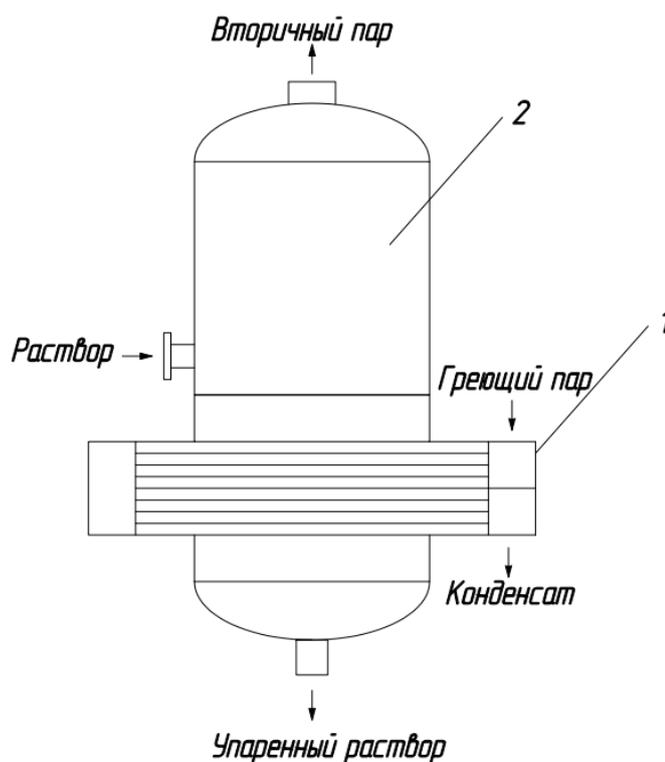
Выпарные аппараты со свободной циркуляцией.

В этих аппаратах неподвижный или медленно движущийся раствор находится снаружи труб. В растворе возникают неупорядоченные конвекционные токи (свободная циркуляция), обусловленные свободной конвекцией. К данной группе относятся аппараты, выполненные в виде чаш или котлов, поверхность теплообмена которых образована стенками аппарата. В настоящее время такие аппараты применяются редко, главным образом при выпаривании очень вязких жидкостей.

Змеевиковые выпарные аппараты аналогичны змеевиковым погружным теплообменникам. Греющий пар проходит по змеевику, а выпариваемая жидкость находится снаружи. Змеевики полностью погружены в жидкость, над уровнем которой остается объем, необходимый для сепарации вторичного пара» [13].

Аппараты подобного типа практически не применяются. Их область применения ограничена выпариванием высоковязких растворов, в малых объемах. Они ограничены поверхностью теплообмена и интенсивностью процессов в межтрубном пространстве. Также они могут применяться при использовании греющего пара высокого давления, в качестве теплоносителя и при выпаривании растворов агрессивных жидкостей. Это связано с возможностью использования химически стойких материалов, при обеспечении низкой металлоемкости оборудования. В таких случаях внутренняя поверхность аппарата покрывается химически стойкими покрытиями.

«Выпарные аппараты с горизонтальными трубами (пар пропускается по трубам, жидкость — снаружи труб) могут быть изготовлены с значительными поверхностями теплообмена — до 800 м² и более. Для компенсации удлинения труб и разборки аппарата с целью очистки крепление труб в трубных решетках делают на сальниках или применяют U-образные трубы. Общая схема устройства приведена на рисунке 4.



1-трубный пучок, 2 –сепарационное пространство

Рисунок 4 - Выпарной аппараты с горизонтальными трубами

Основным недостатком аппаратов этого типа является трудность очистки межтрубного пространства, вследствие чего они непригодны для выпаривания кристаллизующихся растворов. Кроме того, такие аппараты имеют невысокий коэффициент теплопередачи, громоздки и требуют значительного количества металла для изготовления. В настоящее время они

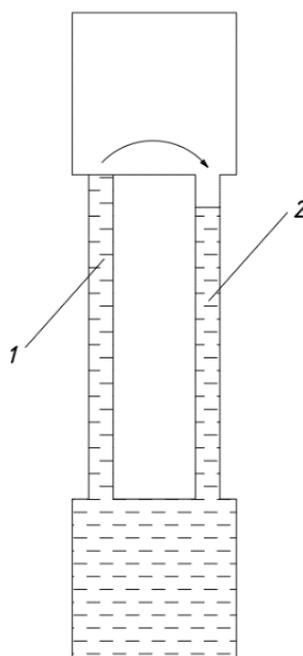
применяются редко и вытесняются более совершенными конструкциями» [16].

Применяются аппараты с естественной циркуляцией растворов. Основными элементами конструкции являются две трубы:

-опускная, в которых жидкость опускается за счет плотности в нижнюю часть аппарата;

-подъемная, в который нагретый раствор поднимается также за счет плотности в верхнюю часть аппарата.

Устройство таких аппаратов показано на рисунке 5.



1 - кипяtilьная труба, 2 - циркуляционная труба

Рисунок 5 – Схема аппарата с естественной циркуляцией.

«Если жидкость в подъемных трубах нагрета до кипения, то в результате испарения части жидкости в этой трубе образуется парожидкостная смесь, плотность которой меньше плотности самой жидкости. Таким образом, вес столба жидкости в опускной трубе больше, чем в подъемных трубах, вследствие чего происходит упорядоченное движение (циркуляция) кипящей

жидкости по пути: подъемные трубы паровое пространство опускная труба подъемные трубы. При циркуляции повышается коэффициент теплоотдачи со стороны кипящей жидкости и предохраняется поверхность труб от образования накипи.

Для естественной циркуляции требуются два условия:

-достаточная высота уровня жидкости в опускной трубе, чтобы уравновесить столб парожидкостной смеси в кипяtilьных трубах и сообщить этой смеси необходимую скорость;

-достаточная интенсивность парообразования в кипяtilьных трубах, чтобы парожидкостная смесь имела возможно малую плотность.

При небольшом уровне жидкости в опускной трубе парожидкостная смесь не может подняться до верха кипяtilьных труб, при этом не происходит циркуляции, и работа аппарата сопровождается резким снижением производительности и быстрым покрыванием труб накипью.

С повышением уровня жидкости возрастает скорость циркуляции и увеличивается коэффициент теплопередачи.

Однако возрастание коэффициента теплопередачи происходит лишь при повышении уровня до некоторой определенной величины (оптимальный уровень), соответствующей покрытию кипяtilьных труб по всей их высоте парожидкостной смесью» [21].

Повышения значений коэффициентов теплопередачи выше определенных значений не рационально, так как повышается давление в нижней части труб, и зона кипения раствора перемещается выше по трубе, соответственно эффективная поверхность теплообмена уменьшается. Определяющими факторами процесса кипения является его теплофизическими свойствами и разностью температур. Разность температур для обеспечения интенсивной циркуляции должна быть не ниже 7°C.

«Оптимальный уровень жидкости повышается с понижением разности температур и увеличением вязкости раствора и находится опытным путем. Если при выпаривании из раствора не выпадают кристаллы, оптимальный

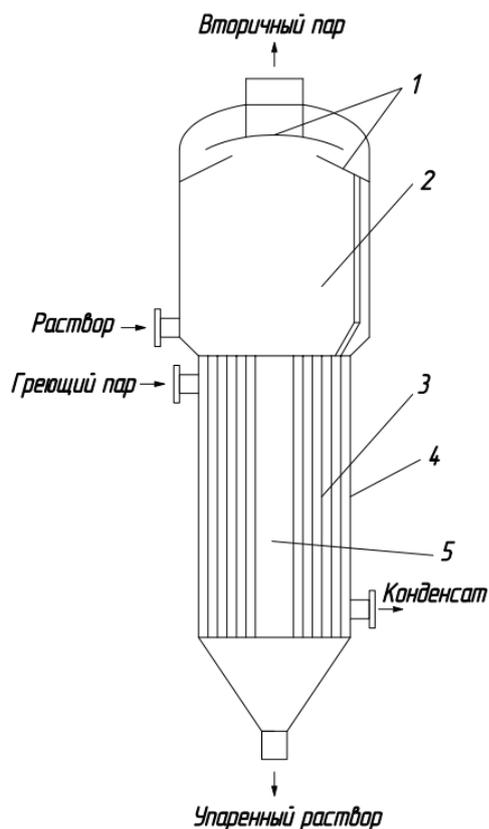
уровень обычно составляет от четверти до трех четвертей высоты кипяtilьных труб.

Если при выпаривании из растворов выпадают кристаллы (так называемые кристаллизующиеся растворы), уровень жидкости поддерживают выше кипяtilьных труб для того, чтобы, жидкость в них перегревалась и закипала бы лишь при выходе из труб в паровое пространство; при отсутствии кипения в кипяtilьных трубах отпадает главная причина выделения накипи.

Выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой является одной из наиболее старых, но широко распространенных конструкций. Конструкция внутреннего устройства представлена на рисунке 6. Греющая камера состоит из ряда вертикальных кипяtilьных труб 2, обогреваемых снаружи паром.

По оси греющей камеры расположена циркуляционная труба 3 значительно большего диаметра, чем кипяtilьные трубы. Хотя в таком аппарате циркуляционная труба обогревается снаружи паром, раствор нагревается в ней значительно меньше, чем в кипяtilьных трубах. Это объясняется тем, что поверхность трубы пропорциональна ее диаметру, а объем жидкости в ней пропорционален квадрату диаметра; таким образом, в циркуляционной трубе объем жидкости на единицу поверхности трубы значительно больше, чем в кипяtilьных трубах» [24].

Циркуляция осложняется в аппаратах большой производительности. Возрастает эффект передачи тепла от соседних кипяtilьных труб. в таких случаях единичная циркуляционная труба заменяется на несколько труб. Конструкции с одной трубой проще обслуживать и ремонтировать. Но многотрубные конструкции более эффективны.



1 – отбойник, 2 – сепарационное пространство, 3– кипяtilьные трубы, 4 – корпус, 5 – циркуляционная труба

Рисунок 6 - Выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой.

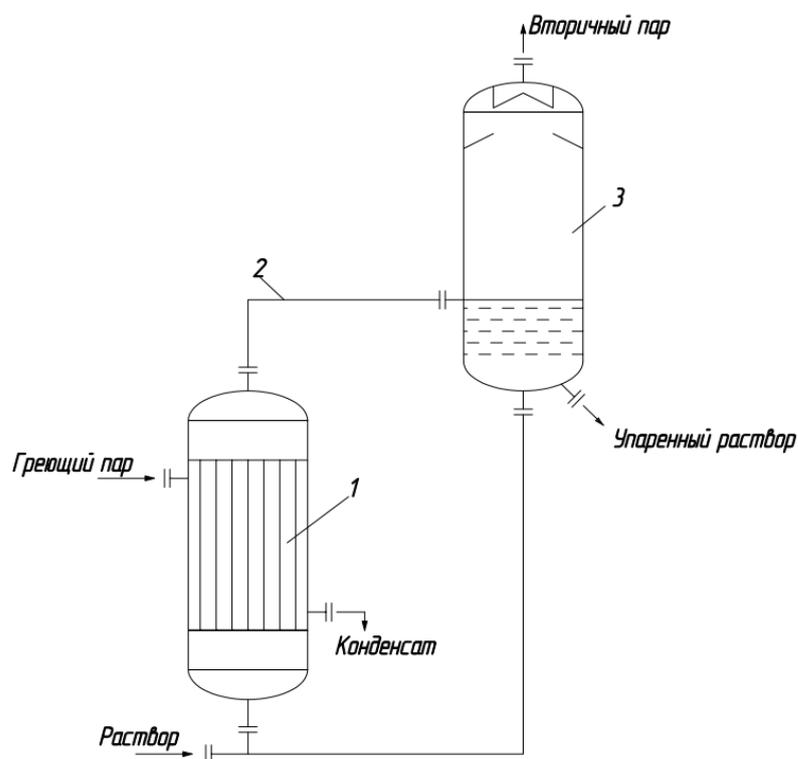
«По нормам Главхиммаша аппараты с центральной циркуляционной трубой выполняют с поверхностью теплообмена 25,50, 100, 150, 250 и 350 м²; они снабжены кипяtilьными трубами с наружным диаметром 38 или 57 мм (длиной от 2000 до 4000 мм) и циркуляционной трубой диаметром около трети диаметра аппарата» [3].

Более эффективны аппараты с выносным кипяtilьником. Они наиболее распространены в современных промышленных установках. Могут быть использованы для выпаривания растворов склонных к вспениванию и кристаллизации. Схема аппарата приведена на рисунке 7.

«Аппарат имеет выносной кипяtilьник 1 и сепаратор 3. В кипяtilьнике, состоящем из пучка труб, обогреваемых снаружи паром, образуется парожидкостная смесь, поступающая в сепаратор по трубе 2. В сепараторе

происходит отделение вторичного пара от жидкости, которая по циркуляционной трубе 4 возвращается в кипятильник. Трубы кипятильника могут достигать значительной длины (до 7 м), что способствует интенсивной циркуляции с увеличением длины труб возрастает разность весов парожидкостной смеси в них и жидкости в циркуляционной трубе. Расположение кипятильника отдельно от сепаратора удобно для ремонта и чистки труб. Часто к сепаратору присоединяют два или более кипятильников, из которых один можно выключить для ремонта или очистки, не останавливая всего аппарата.

Аппараты с выносными кипятильниками выпускаются с поверхностью 100, 150, 250, 350 500, 700 и 900 м², они имеют трубы с наружным диаметром 38 или 57 мм при длине от 3000 до 7000 мм» [25].



1 – кипятильник, 2 – труба для парожидкостной среды, 3 – сепаратор
Рисунок 7 - Выпарной аппарат с выносным кипятильником

Для повышения интенсивности циркуляции и коэффициента теплопередачи в последнее время стали применять аппараты с принудительной циркуляцией. На рисунке 8 показан такой аппарат, снабженный наружной циркуляционной трубой 3.

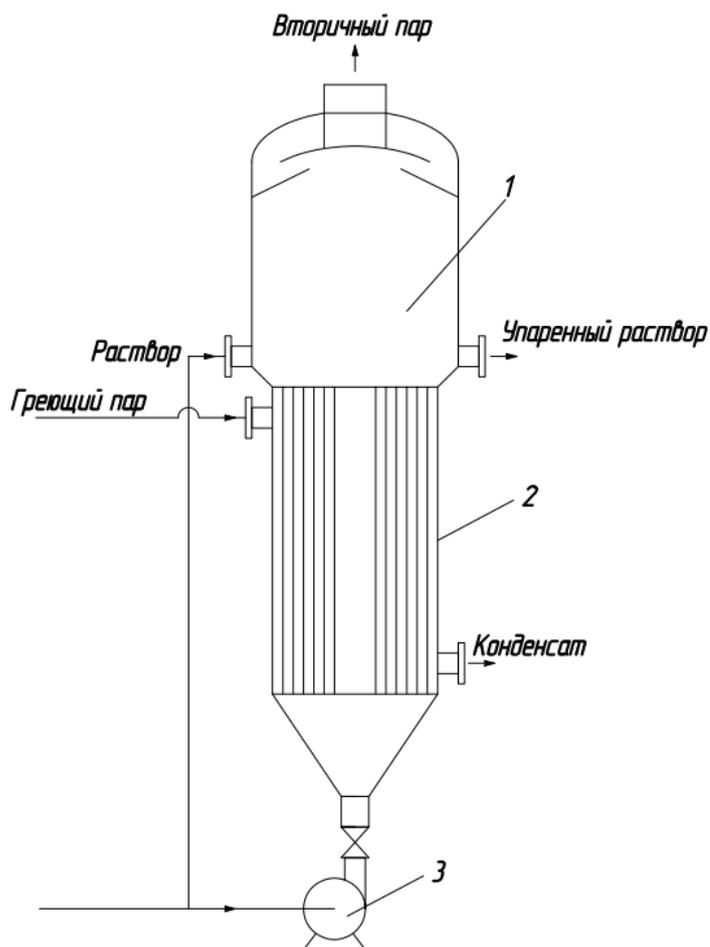
«Циркуляция жидкости производится пропеллерным или центробежным насосом 2. Свежий раствор подается в нижнюю часть кипятильника, а упаренный раствор отводится из нижней части сепаратора. Уровень жидкости поддерживается несколько ниже верхнего обреза кипятильных труб. Поскольку вся циркуляционная система почти полностью заполнена жидкостью, работа насоса затрачивается не на подъем жидкости, а лишь на преодоление гидравлических сопротивлений.

Давление внизу кипятильных труб больше, чем вверху, на величину давления столба жидкости в трубах плюс их гидравлическое сопротивление. Ввиду этого на большей части высоты кипятильных труб жидкость не кипит, а перегревается по сравнению с температурой кипения, соответствующей давлению в сепараторе.

Закипание происходит только на небольшом участке верхней части трубы. Количество перекачиваемой насосом жидкости во много раз превышает количество испаряемой воды; поэтому отношение массы жидкости к массе пара в парожидкостной смеси, выходящей из кипятильных труб, очень велико.

Принудительную циркуляцию применяют также в аппаратах с выносным кипятильником и в аппаратах других типов» [27].

Скорость циркуляции жидкости в кипятильных трубах принимают равной 1,5—3,5 м/с. Скорость циркуляции определяется производительностью циркуляционного насоса и не зависит от уровня жидкости и парообразования в кипятильных трубах. Поэтому аппараты с принудительной циркуляцией пригодны при работе с малыми разностями температур между греющим паром и раствором (3—5 °С) и при выпаривании растворов с большой вязкостью, естественная циркуляция которых затруднительна.



1 – сепаратор, 2 – кипяtilьные трубы, 3 – циркуляционный насос

Рисунок 8 – Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией

«Достоинствами аппаратов с принудительной циркуляцией являются высокие коэффициенты теплопередачи (в 3—4 раза больше, чем при естественной циркуляции), а также отсутствие загрязнений поверхности теплообмена при выпаривании кристаллизующихся растворов и возможность работы при небольших разностях температур.

Недостаток этих аппаратов — необходимость расхода энергии на работу насоса.

Применение принудительной циркуляции целесообразно при изготовлении аппарата из дорогостоящего материала (в этом случае весьма существенно значительное сокращение поверхности теплообмена вследствие повышения коэффициентов теплопередачи), при выпаривании

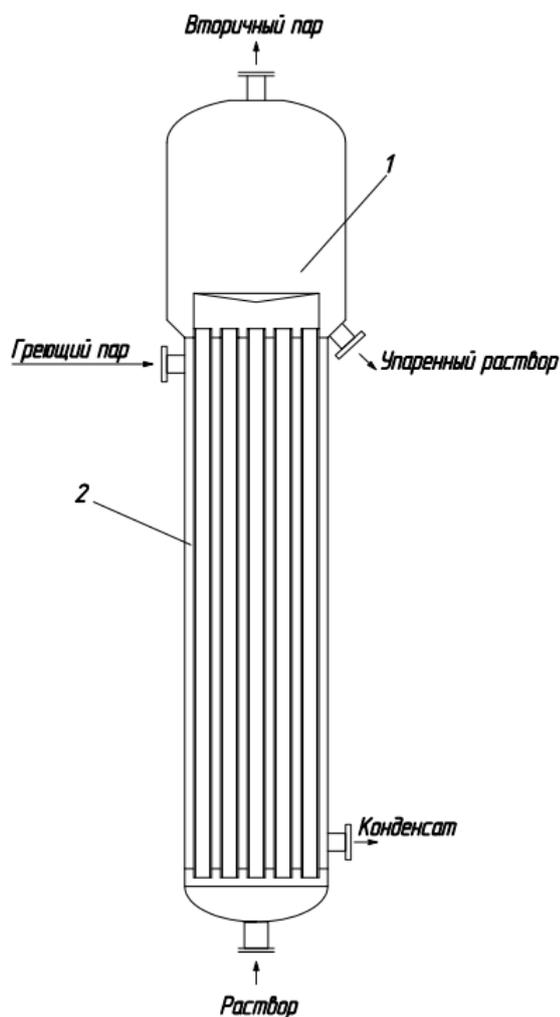
кристаллизующихся растворов (сокращаются простои во время очистки аппарата) и при выпаривании вязких растворов (что при естественной циркуляции требует наличия большой разности температур).

Альтернативой является применение пленочных аппаратов. В пленочных аппаратах раствор движется вдоль поверхности теплообмена в виде тонкой пленки. Конструкция приведена на рисунке 9.

Пленочные аппараты с вертикальными трубами состоят из пучка кипяtilьных труб, обогреваемых снаружи паром и присоединенных вверху к сепаратору. Жидкость подается снизу, причем уровень ее поддерживается на четверть высоты труб. Остальная часть высоты труб заполнена парожидкостной смесью, расслаивающейся на пленку жидкости (около стенок) и пар (в центре). Трением о струю пара, жидкая пленка увлекается вверх; поэтому такие аппараты часто называют аппаратами с поднимающейся пленкой» [19].

Пленочные аппараты обладают высоким коэффициентом теплопередачи. Последний, однако, достигается лишь при определенном уровне жидкости, который устанавливается опытным путем: при повышении уровня коэффициент теплопередачи снижается; при понижении уровня уменьшается содержание жидкости в парожидкостной смеси, что приводит к недостаточному смачиванию верхних концов труб и снижению активной поверхности теплообмена.

В виду однократного прохождения жидкости через аппарат с значительной скоростью, для получения достаточно концентрированного упаренного раствора требуются длинные трубы (обычно 6—9 м).



1 – сепаратор, 2 – кипятильник

Рисунок 9 - Пленочный выпарной аппарат.

«Недостатками вертикальных пленочных аппаратов являются трудность очистки длинных труб и сложность регулирования процесса при колебаниях давления греющего пара и начальной концентрации раствора. Кроме того, для размещения пленочных аппаратов необходимо строить производственные здания большой высоты.

Эти аппараты применяются для выпаривания пенящихся, а также чувствительных к высокой температуре растворов; при выпаривании очень вязких и кристаллизующихся растворов они мало пригодны.

Пленочные аппараты изготавливаются с поверхностью теплообмена от 100 до 900 м²» [14].

В аналитической части рассмотрен процесс концентрирования растворов, заключающийся в удалении растворителя путем испарения части воды при кипении. Процесс отличают высокие энергетические затраты, связанные с испарением воды.

В зависимости от характера движения кипящей жидкости в выпарном аппарате различают:

- выпарные аппараты со свободной циркуляцией;
- выпарные аппараты с естественной циркуляцией;
- выпарные аппараты с принудительной циркуляцией;
- пленочные выпарные аппараты.

Наиболее распространены аппараты с принудительной циркуляцией и пленочные аппараты. Аппараты пленочного типа обладают самыми высокими коэффициентами теплопередачи.

2 Технологическая часть

2.1 Характеристика полиамида-6 и сырья для его синтеза

«Техническое наименование продукта: полиамид-6 (ПА – 6), нейлон – 6. Полиамид 6 (ПА – 6), нейлон – 6 должен соответствовать требованиям Российского отраслевого стандарта «Полиамид 6». ОСТ 6 – 06– 09 – 93. Требования изложены в таблице 1.

Таблица 1 - Техническая характеристика полиамид-6

Наименование регламентируемого показателя	Норма
Относительная вязкость	2.4-2.8 ± 0.03
Массовая доля экстрагируемых веществ	н/б 0.5 %
Массовая доля влаги	н/б 0.06 %
Размер гранул	2.2 – 2.5 мм
Температура плавления	218-222°C

Полиамид-6 неусиленный производится в форме бесцветных гранул, не имеющих запаха, плотностью 1,1 г/см³ при 20°C, насыпным весом – 650 кг/м³. Нерастворим в воде, при низких температурах поликапроамид поглощает до 5% воды от массы полимера, неустойчив к действию кислот и щелочей. Предел текучести при растяжении не менее 65МПа. Температура плавления не менее 215°C. Твердость не менее 100 МПа.

Полимер полиамид-6 применяется для производства технических, текстильных и ковровых нитей для изготовления шинного корда, резинотехнических изделий, рыболовных сетей, тралов, канатов, веревок, фильтрующих материалов для пищевой промышленности, искусственной щетины, ковров и ковровых покрытий, тканей» [11].

Полиамид-6 используется в производстве пищевых пленок, а также конструкционных пластмасс, которые благодаря своим прочностным,

термостойким и антифрикционным свойствам, химической стойкости находят широкое применение в авто-, авиа- и тракторостроении, нефтедобывающей и нефтеперерабатывающей промышленности, электро- и радиотехнике.

Характеристики сырья приведена в таблице 2

Таблица 2 - Характеристика сырья

Наименование	Показатели по стандарту, обязательные для проверки	Регламентируемые показатели
1.Капролактам	Температура кристаллизации	н/м 68,8 °С
	Перманганатный индекс	н/б 4,0
	Содержание летучих оснований	н/б 0,35 ммоль/кг
	рН 20%-го раствора	7,0-7,3
	Цветность 50%-го водного раствора	н/б 3,0 ед. Хазена
2.Деминерализованная вода	Соответствие регламенту цеха №40	Соответствие регламенту цеха № 40
3. Азот	Соответствие регламенту цеха № 10	Соответствие регламенту цеха №10
4.Охлаждающая вода ВОЦ –11А	Жесткость общая в пересчете на CaCO ₃	н/б 143 мг/дм ³
	рН	6 - 8,5
	Перманганатная окисляемость	2,5 - 4,0 мг О ₂ /дм ³
	Удельная электропроводность	н/б 1000 мкСим/см
	Содержание соединений железа	Факультативно
5. Пар 5 атм.	Давление пара	Не менее 0,4 МПа (изб)
	Температура	148 –152 °С (возможен перегрев на 10 °С)

2.2 Принципиальная схема производства полиамида-6

Производство полиамида включает следующие технологические блоки:

- склад лактама и раствора стабилизатора;
- обогрев теплоносителями;
- полимеризация и грануляция;
- предэкстракция и экстракция;
- установка концентрирования лактамных вод;
- сушка;
- транспортировка в силосах и упаковка.

Взаимосвязь между ними представлена на рисунке 10.

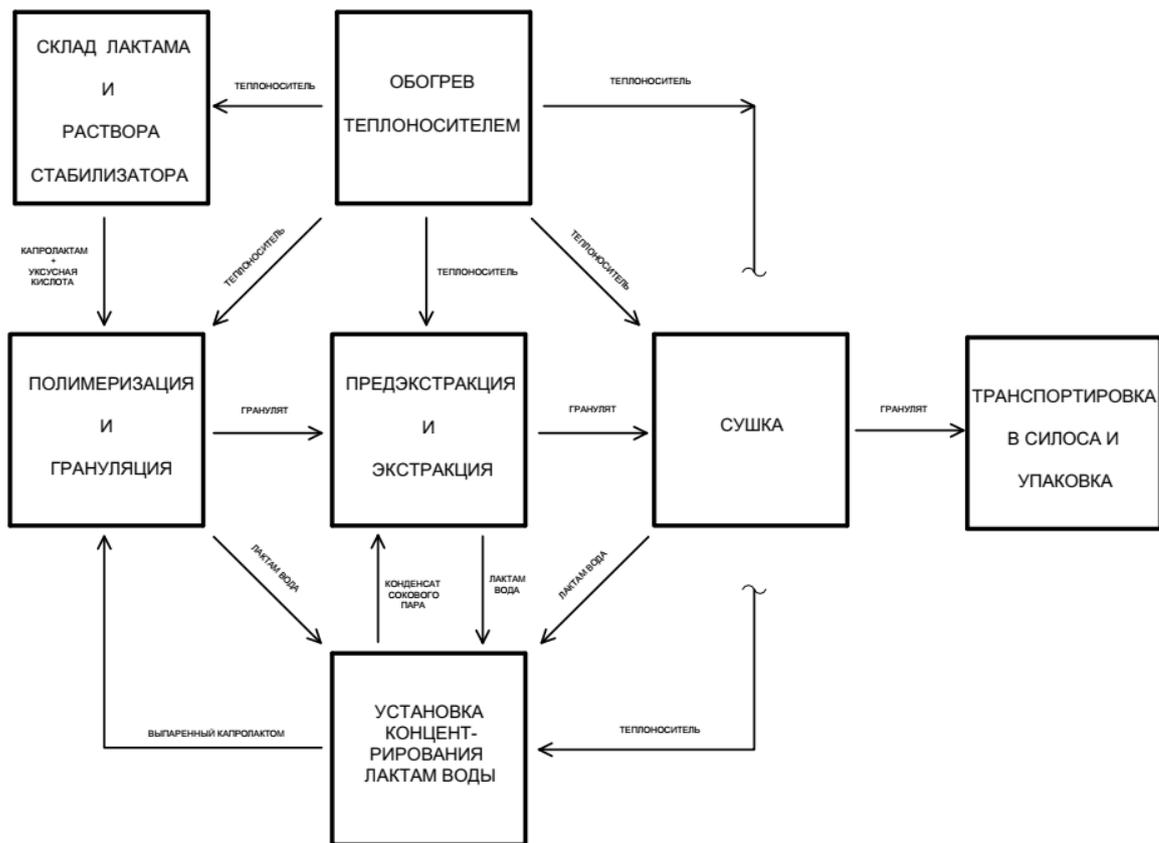


Рисунок 10 – Принципиальная схема производства полиамида

«Капролактамы, после предварительной очистки от примесей подаются в верхнюю часть мультифункционального реактора-смесителя, затем в реактор. Поступающие в смеситель капролактамы, раствор олигомеров со стадии выпаривания лактамной воды и раствор стабилизатора при температуре около

220°C и под избыточным давлением 1,5-2,5 бар перемешиваются, и уже на этой стадии начинается образование молекулярной цепи полимера.

Дегазация реактора-смесителя осуществляется через дефлегматор. Испарившаяся вода с примесью лактама, его производных и уксусной кислоты поступает в нижнюю часть дефлегматора. Сконденсировавшись, пары воды от охладителя поступают в гидрозатвор, из которого впоследствии по линии перелива конденсат паров поступает к сборнику лактамной воды, на установку концентрирования лактамных вод.

По обогреваемому жидким термиолом трубопроводу реакционная смесь из мультифункционального реактора поступает в верхнюю часть предполимеризатора.

В присутствии воды (активатора реакции), происходит реакция гидролиза и образование аминокaproновой кислоты. Очень важным фактором, влияющим на качество товарного полимера на этой стадии процесса, является степень смешения исходных компонентов реакции. Чем она выше, тем полнее и качественней протекает реакция с нужной степенью линейности полимера. Также очень важным фактором является равномерность истечения потока через аппарат: т.е. время пребывания расплава в зоне реакции» [23].

По обогреваемому жидким термиолом трубопроводу расплав полиамида подается в верхнюю часть поликонденсатора (колонны VK). Выдача происходит за счет избыточного давления (2-2,5 кгс/см²) в предполимеризаторе. В верхней части аппарата смонтирована мешалка с электроприводом. Четыре лопасти мешалки выполнены с наконечниками в виде мягких металлических пластин.

«Через распределительное устройство расплав полиамида подается в верхнюю часть поликонденсатора. Поступая через трубопроводы продукта расположенные по всей окружности аппарата поток перемешивается лопастями, вращающимися на том же уровне, где расположен ввод расплава.

Пройдя поликонденсатор расплав с относительной вязкостью $2,5 \pm 0,1$ делится на два потока и по трубопроводам, обогреваемым жидким термиолом, поступает на стадию гранулирования. Кондиционный гранулят из вибросита поступает на стадию экстракции в сборник. В результате реакции полимеризации имеет место образование низкомолекулярных соединений, содержание которых в полимерном расплаве составляет около 10% от общей массы. Низкомолекулярные соединения состоят из мономера – капролактама, димеров, тримеров и являются ненужной примесью в полимере. Процесс экстрагирования состоит в обработке гранулята водой. Для экстрагирования используется деминерализованная, дегазированная вода, чтобы исключить возможность загрязнения и окисления полиамида. Верхней части предэкстрактора предусмотрен перелив лактам - воды на стадию концентрирования.

Предварительно нагретый и частично экстрагированный гранулят поступает на жидкоструйный насос (эжектор) откуда в потоке воды с нагнетания насоса поступает в сепаратор, где происходит отделение воды от гранул. Экстракция гранулята происходит при атмосферном давлении и температуре не менее 95 °С.

Гранулят, выходящий из экстрактора подаётся на устройства дозирования гранулята. И направляется на сушку.

Стадия сушки состоит из двух технологических линий, которые предназначены для сушки гранулята полиамида-6 до низкого и равномерного содержания влаги» [29].

Мощность каждой сушилки составляет около 50% мощности всей установки. Таким образом, возможно выпускать гранулят разной вязкости в каждой сушилке, благодаря индивидуальному выбору температуры. Сушка гранулята производится в среде горячего азота, который циркулирует по двум контурам – верхнему и нижнему. Гранулят в сушилке проходит сверху вниз до охладителя, расположенного в нижней части сушилки. Противотоком

снизу-вверх подается горячий азот, который сушит гранулят и предотвращает его окисление кислородом воздуха.

Осушенный гранулят полиамида перед поступлением в промежуточную ёмкость гранулята охлаждается в зоне охлаждения сушилки обратной водой до температуры 30-80 °С.

Охлаждённый гранулят с температурой 30-80°С из сушилки подаётся в промежуточную емкость гранулята через устройство дозирования гранулята. Емкость предназначена для равномерной выдачи гранулята на стадию транспортировки гранулята, при помощи транспортного устройства.

Из промежуточной ёмкости гранулята кондиционный гранулят полиамида ПА-6 в среде азота выдаётся на стадию транспортировки, хранения и расфасовки гранулята.

2.3 Технологическая схема установки концентрирования лактамных вод

Экстрагированные из гранулята низкомолекулярные соединения с концентрацией их в воде 12–14%, поступают на стадию концентрирования лактамной воды. Назначение установки заключается в концентрировании раствора низкомолекулярных соединений до 80–85%, с целью возврата на установку полимеризации. Выпаренная на установке вода, с остаточным содержанием низкомолекулярных соединений около 0,3% также возвращается в технологический процесс на стадию экстракции. Установка состоит из четырех ступеней выпаривания и конденсатора, процесс выпаривания происходит под вакуумом. Технологическая схема стадии концентрирования лактамных вод приведена на рисунке 11.

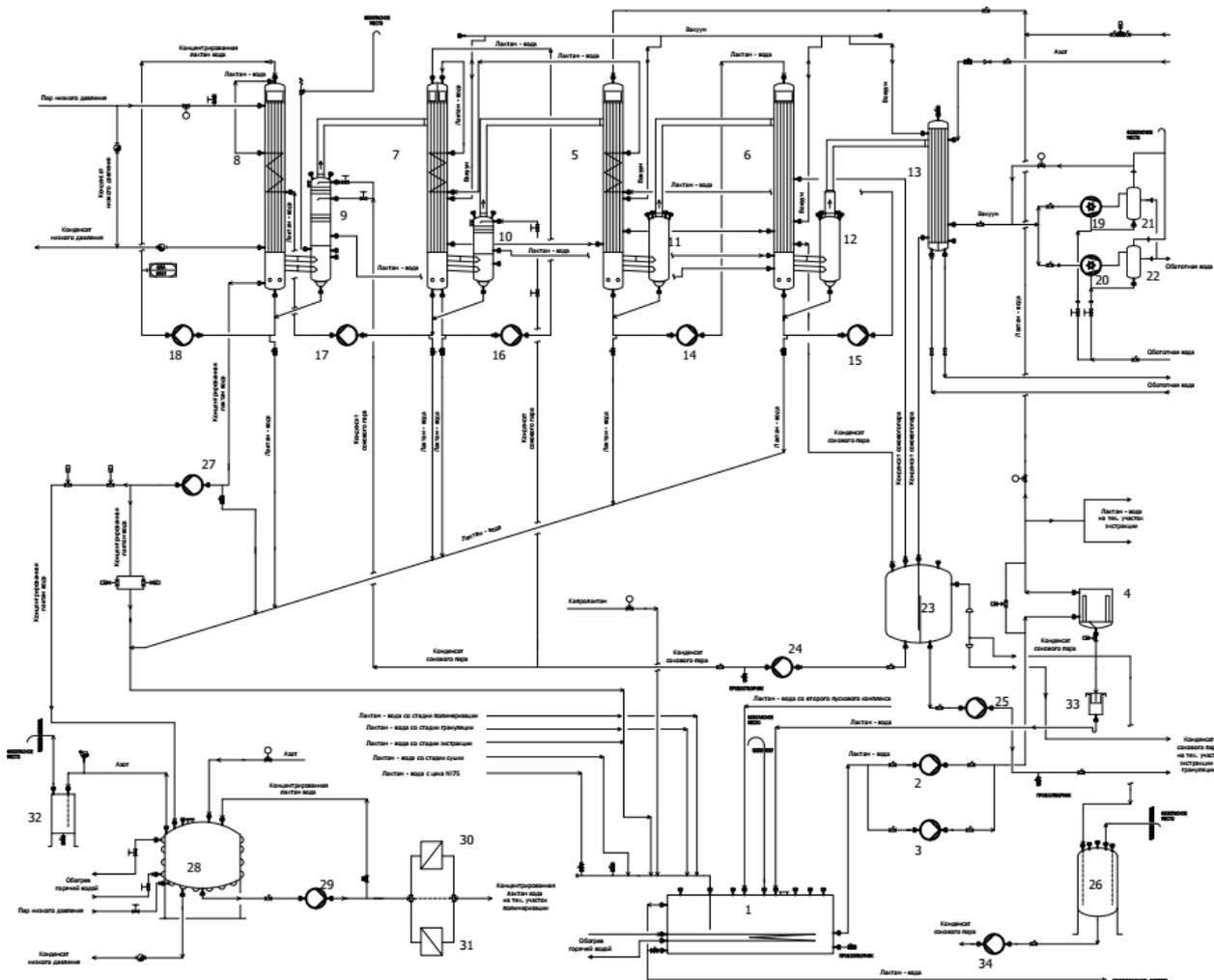


Рисунок 11 – Технологическая схема концентрирования лактамных вод

Содержащая лактам и низкомолекулярные соединения вода из предэкстракторов, емкостей воды на стадии гранулирования, а также со стадии сушки (гидрозатвора) выдается в емкость лактамной воды 1 стадии концентрирования. Емкость объемом 42 м³ имеет встроенный трубный змеевик, по которому подается горячая вода с температурой 90 °С для поддержания необходимой температуры раствора низкомолекулярных соединений. В емкости хранения 1, для стабилизации олигомеров в растворе, расходом около 1 – 2,3 м³ подается свежий капролактam. В верхней точке сборника смонтирован трубопровод перелива в сточный коллектор, для исключения деформации емкости 1 и поддержания в ней постоянного давления она сообщается с атмосферой.

Из емкости хранения 1 лактам - вода с концентрацией 22% подается на всас центробежного насоса 2 (3-его резервного). После насоса 2 поток лактамной воды с температурой 80 °С и давлением 5,5 - 6 бар изб. проходит очистку на свечном фильтре 4. Размер ячейки фильтрующего элемента равен 500 мкм, фильтрующие элементы вращаются при помощи электродвигателя и имеют функцию автоматической промывки. Перепад давления на входе и на выходе фильтра измеряется дифференциальным манометром. В зависимости от функции выполняемой в конкретный момент времени фильтром (работа – промывка), открывается или закрывается клапан, установленный на байпасной линии фильтра. Пройдя предварительную фильтрацию раствор низкомолекулярных соединений поступает на третью ступень установки выпаривания в испаритель 5. Регулирование расхода на установку происходит при помощи клапана, установленного на линии подачи лактамной воды на стадию.

Раствор низкомолекулярных соединений с расходом 6-14 м³/ч подается в верхнюю часть испарителя третьей ступени 5. Испаритель представляет собой вертикально установленный цилиндрической формы аппарат по трубному пространству которого подается продукт, по межтрубному теплоносителю. В верхней его части расположен трубный змеевик, используемый для дополнительного подогрева продукта. В нижней части находится зона сброса жидкостно-паровой фазы в сепаратор 11.

Контролировать процесс визуально позволяет смотровое стекло, установленное в нижней части аппарата. Поверхность теплообмена испарителя 5 равна 99 м². Греющий пар в межтрубное пространство испарителя подается от сепаратора 10 второй ступени выпаривания. Конденсат сокового пара из межтрубного пространства испарителя выдается в межтрубное пространство испарителя 6 четвертой ступени.

При температуре около 67-73°С и давлении 0,2-0,25 бар абс. происходит сброс парожидкостной фазы в центробежный сепаратор 11. Здесь пар отделяется от жидкой фазы и поступает в межтрубное пространство

испарителя 6 четвертой ступени для обогрева. Кубовый остаток из сепаратора 11 поступает на всас насоса 14 выдачи продукта от третьей ступени.

С нагнетания центробежного насоса 14 раствор олигомеров, с концентрацией 26,6 %, поступает в верхнюю часть испарителя 6 по его трубному пространству. Поток нагревается паром от сепаратора 11 третьей ступени, подающимся по межтрубному пространству испарителя 6. Здесь, при температуре 60 – 65°C и давлении 0,1 – 0,15 бар абс. происходит сброс парожидкостной фазы в сепаратор 12. Выдача конденсата, греющего пара от испарителя 6 производится в емкость 23, сбора конденсата сокового пара со стадии выпарки. Кубовая часть испарителя 6 и сепаратора 12 поступает на всас центробежного насоса 14. Паровая фаза, отделившаяся в сепараторе 12, поступает в межтрубное пространство конденсатора 13. «Конденсатор 13 представляет собой двухходовой кожухотрубчатый теплообменник с поверхностью теплообмена 88,6 м². По межтрубному пространству теплообменника подается пар от сепаратора 12, по трубному пространству подается охлаждающая вода с температурой не более 28°C. Конденсат пара от конденсатора 13 поступает в сборник 26» [3].

Создание вакуума на установке концентрирования лактам – воды осуществляется вакуумным насосом 19 (20-го резервного).

Насосы 19, 20 действуют по жидкостно-кольцевому принципу, они состоят из цилиндрического корпуса, внутри которого вращается рабочее колесо с укрепленными на нем лопастями. Рабочее колесо расположено эксцентрично по отношению к корпусу. При вращении рабочего колеса жидкость под действием центробежной силы отбрасывается к корпусу, создавая концентричное ему жидкостное кольцо. Из-за эксцентриситета между корпусом и рабочим колесом, объем рабочих камер, образованных соседними лопастями рабочего колеса и жидкостным кольцом, циклично увеличиваются и уменьшаются, создавая перепад давлений. Таким образом осуществляется отсос паровой фазы из системы с созданием вакуума. Из

межтрубного пространства испарителей смонтированы линии в общий коллектор, который соединен с межтрубным пространством конденсатора 13.

Во время эксплуатации рабочая жидкость должна постоянно поступать в насос для отвода тепла, образующегося в результате компрессии, а также для компенсации объема жидкости, выталкиваемой вместе с газом через нагнетательный патрубок. С этой целью насосы 19, 20 оборудованы емкостями 21, 22 заполненными оборотной водой.

Насосом 15 раствор низкомолекулярных соединений с концентрацией 34,01% подается во встроенный в верхней части испарителя 5 змеевик. На выходе потока из змеевика испарителя 5 установлен прибор, контроля температуры раствора низкомолекулярных соединений. Далее поток направляется во встроенный змеевик испарителя второй ступени 7. Испаритель представляет собой вертикально установленный цилиндрический аппарат, трубное пространство которого разделено перегородкой на две части. По одной части раствор низкомолекулярных соединений циркулирует для дополнительного нагрева, из другой части происходит выдача раствора далее по технологической цепочке. Поверхность теплообмена испарителя равна 104,2 м². Пройдя змеевик подогрева, встроенный в испаритель 7 поток раствора низкомолекулярных соединений направляется в секцию циркуляции, трубного пространства испарителя. Температура потока на выходе из встроенного в испаритель змеевика контролируется при помощи прибора. Подогрев испарителя 7, второй ступени выпаривания лактамной воды, осуществляется за счет подачи в межтрубное пространство сокового пара от сепаратора 8, первой ступени выпаривания. Нагретый в трубном пространстве водный раствор низкомолекулярных соединений поступает в нижнюю часть испарителя, откуда парожидкостная смесь выдается в центробежный сепаратор 10. Паровая фаза от сепаратора поступает на обогрев испарителя третьей ступени 5. Контроль температуры раствора низкомолекулярных соединений на второй ступени выпаривания ведется при помощи датчика температуры, установленного на всасе насоса 17, выдачи раствора от второй

ступени. Контроль давления в испарителе осуществляется при помощи прибора, а также технического манометра. Для предотвращения уноса паров лактама в верхнюю часть центробежного сепаратора 10 предусмотрена подача флегмы с расходом 0,5 м³/час. Сепаратор оборудован распределительными тарелками, для увеличения поверхности контакта паровой фазы и флегмы. В качестве флегмы на стадии концентрирования используется конденсат сокового пара от сепараторов 9, 10, 11, 12. Кубовая часть испарителя 7 частично поступает на всас центробежного насоса 16 с нагнетания которого раствор низкомолекулярных соединений поступает в трубное пространство испарителя 2 для дополнительного подогрева. Остальная часть раствора из кубовой части испарителя 7, а также из сепаратора 10 поступает на всас центробежного насоса 17. С нагнетания насоса 17 раствор низкомолекулярных соединений с концентрацией 48,11 % поступает во встроенный в испаритель 8 змеевик. После предварительного нагрева в змеевике, поток направляется во внешний трубный пучок испарителя первой ступени выпаривания 8. Испаритель 8 представляет собой вертикально установленный цилиндрической формы аппарат, по трубному пространству которого подается раствор низкомолекулярных соединений, а по межтрубному греющий агент (пар 5 атм.).

Из кубовой части испарителя 8 паро-жидкостная смесь выдается в центробежный сепаратор 9, где происходит отделение паров воды от водного раствора низкомолекулярных соединений концентрация которого на этой стадии выпарки достигает 85 % низкомолекулярных соединений в воде. В сепаратор 9 предусмотрена подача флегмы, в качестве которой используется конденсат сокового пара со стадии выпарки. Флегма подается в две зоны сепаратора 9, каждая из которых оборудована распределительными тарелками для увеличения поверхности контакта паровой фазы с флегмой. Часть раствора низкомолекулярных соединений из кубовой части испарителя, а также из нижней части сепаратора 9, поступает на всас центробежного насоса 18. С нагнетания насоса 18 поток раствора низкомолекулярных соединений

поступает на доконцентрирование в испарителе 8. На линии нагнетания насоса 18 установлен прибор, измеряющий концентрацию низкомолекулярных соединений в водном растворе. В качестве греющего агента на первой ступени выпаривания используется пар с давлением 5 атм., который подается в межтрубное пространство испарителя 8. Конденсат пара 5 атм. выдается на узел сбора и выдачи конденсата. Технологическая схема выпарной установки представлена на рисунке 12.

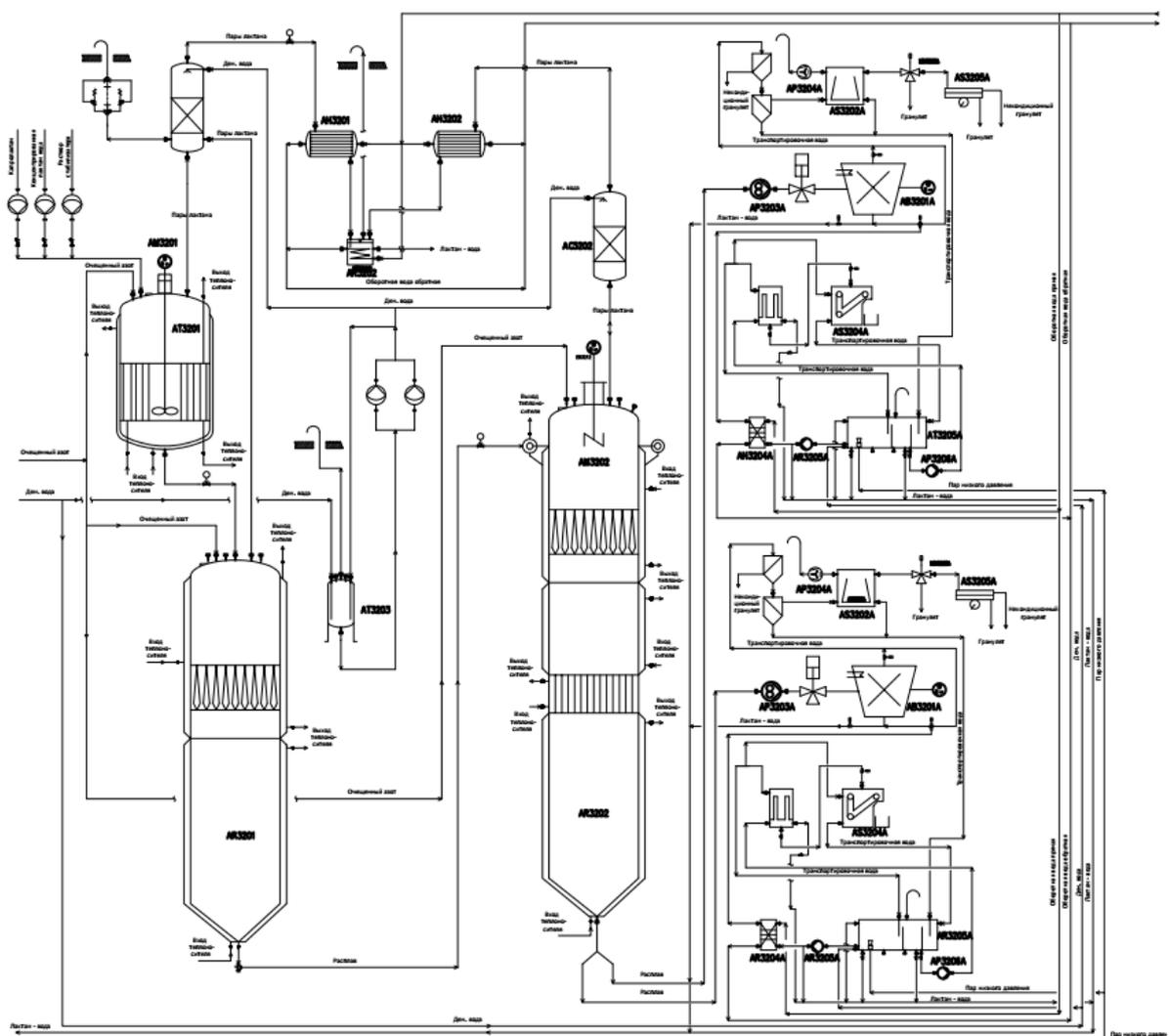


Рисунок 12 – Выпарная установка для концентрирования лактамных вод

Из кубовой части испарителя первой ступени 8, раствор низкомолекулярных соединений с концентрацией 85% поступает на всас

центробежного насоса 27, выдачи концентрата низкомолекулярных соединений в сборник 28. На линии выдачи концентрата низкомолекулярных соединений от насоса 27 в сборник 28 последовательно установлены отсекатели потока. Также с нагнетания насоса 27 предусмотрена линия выдачи концентрата низкомолекулярных соединений в сборник лактамной воды 1. Сборник концентрированной лактамной воды 28 установлен вертикально, имеет объем 17 м³, а также оборудован внешним трубным змеевиком. Для поддержания температуры в сборнике 75 – 85°С по змеевику подается горячая вода. Для того чтобы исключить контакт раствора низкомолекулярных соединений с кислородом воздуха, в сборник 28 подается азот. За счет сообщения сборника с гидрозатвором 32, который через трубопровод сообщается с атмосферой, в сборнике постоянно поддерживается небольшое избыточное давление азота, давление поддерживается автоматически при помощи клапана, установленного на линии подачи азота в сборник 28. В качестве затворной жидкости в гидрозатворе 32 применяется силиконовое масло. Контроль уровня в сборнике осуществляется посредством уровнемера, который имеет сигнализацию и блокировку по максимальному и минимальному значениям уровня. При срабатывании блокировки по максимальному значению параметра автоматически перекрывается выдача раствора низкомолекулярных соединений в сборник 28 и открывается отсекатель на линии выдачи концентрата в сборник лактамной воды 1. При срабатывании блокировки по минимальному значению уровня, отключается электродвигатель насоса 29, выдачи концентрата низкомолекулярных соединений из сборника 28 на стадию полимеризации. Насос 29 предназначен для выдачи раствора низкомолекулярных соединений на стадию полимеризации в реактор-смеситель. Для тонкой очистки раствора низкомолекулярных соединений от механических примесей на линии его выдачи на стадию полимеризации установлены свечные фильтры 30, 31, установленные параллельно и работающие попеременно. Размер ячейки фильтрующего элемента равен 10 мкм. Степень загрязнения фильтра

определяется по разнице давлений на входе потока, по прибору и на выходе от фильтра, по прибору.

Узел сбора и выдачи конденсат сокового пара стадии выпарки состоит из сборника конденсата 23, насоса 25, выдачи конденсата сокового пара на стадии экстракции и гранулирования, а также насоса 24, подачи флегмы на сепараторы.

Конденсат сокового пара из межтрубного пространства испарителя 7 выдается в нижнюю часть межтрубного пространства испарителя 5. Из межтрубного пространства испарителя 5 конденсат сокового пара выдается в нижнюю часть испарителя четвертой ступени 6, откуда самотеком поступает в сборник конденсата сокового пара стадии выпарки 23. В сборник также поступает выпаренная на четвертой ступени вода из межтрубного пространства конденсатора 13 [5].

В рамках модернизации установки предполагается увеличение производительности стадии полимеризации и экстракции на 10%. Соответственно потребуется увеличение производительности стадии концентрирования лактамных вод.

Для повышения производительности выпарной установки, в целом, предлагается заменить выпарные аппараты с выносной греющей камерой на пленочные. Они обладают большими коэффициентами теплопередачи. Требуется проверить расчетным путем запаса производительности вспомогательного оборудования и, если требуется, подобрать более производительное [32].

3 Расчетная часть

3.1 Расчет материального баланса выпарной установки

Производительность установки по выпариваемой воде [6]:

$$W = G_H(1 - x_H/x_K) = 5,0(1 - 22/85) = 3,705 \text{ кг/с} \quad (1)$$

где W – производительность установки по выпаренной воде, кг/с;

G_H – массовый расход исходного раствора. $G_H = 18000 \text{ кг/ч}$;

$G_H = 18000/3600 = 5.0 \text{ кг/с}$;

x_H – начальная концентрация раствора, $x_H=22\%$;

x_K – конечная концентрация раствора, $x_K=85\%$.

Производительность установки по упаренному раствору [6]:

$$G_K = G_H - W \quad (2)$$

$$G_K = 5.0 - 3.705 = 1.295 \text{ кг/с.}$$

Распределение количества выпариваемой воды по корпусам

Принимаем, что $w_1 : w_2 : w_3 : w_4 = 1.15 : 1.1 : 1.0 : 1.05$

тогда

первая ступень $w_1 = 1.15W/(1.15+1.1+1.0+1.05) = 1.15 \cdot 5/4.3 = 0.9908 \text{ кг/с}$

вторая ступень $w_2 = 1.1W/(4.3) = 1.1 \cdot 5/4.3 = 0,9477 \text{ кг/с}$

третья ступень $w_3 = 1.0W/(4.3) = 1.0 \cdot 5/4.3 = 0.8616 \text{ кг/с}$

четвертая ступень $w_4 = 1.05W/(4.3) = 1.05 \cdot 5/4.3 = 0.9047 \text{ кг/с}$

Концентрация раствора по корпусам

Третья ступень $x_1 = G_H x_H / (G_H - w_3) = 5 \cdot 0.22 / (5 - 0.8616) = 26.6\%$

Четвертая ступень $x_2 = G_H x_H / (G_H - w_3 - w_4) = 5 \cdot 0.22 / (5 - 0.8616 - 0.9047) = 0.3401 = 34.01\%$

Вторая ступень $x_3 = G_{HXH}/(G_H - w_3 - w_4 - w_2) = 5 \cdot 0.22 / (5 - 0.8616 - 0.9047 - 0.9477) = 0.4811 = 48.11\%$

Первая ступень $x_4 = G_{HXH}/(G_H - w_3 - w_4 - w_2 - w_1) = 5 \cdot 0.22 / (5 - 0.8616 - 0.9047 - 0.9477 - 0.9908) = 0.8492 = 85\%$

Температура кипения раствора

Давления по корпусам приведены в таблице 2 и 3.

Таблица 3 – Распределение давления по корпусам

Давление, кгс/см ² (абс)	Температура, °С	Энтальпия, кДж/кг	Энтальпия жид- кости, кДж/кг
$P_{г1} = 2,3$	$T_{г1} = 123,6$	$I_1 = 2716$	$i_1 = 519$
$P_{г2} = 0,9$	$T_{г2} = 96,2$	$I_2 = 2668$	$i_2 = 403,1$
$P_{г3} = 0,6$	$T_{г3} = 85,5$	$I_3 = 2650$	$i_3 = 358,2$
$P_{г4} = 0,4$	$T_{г4} = 75,4$	$I_4 = 2632$	$i_4 = 315,9$
$P_{бк} = 0,1$	$T_{бк} = 45,4$	$I_{бк} = 2581$	$i_{бк} = 190,2$

Гидродинамическая депрессия [6]

Принимаем гидростатическую депрессию $\Delta''' = 1^\circ\text{C}$, тогда температура и давление вторичного пара:

1 – я ступень

$$t_{вп1} = t_{г2} + \Delta''' = 96.2 + 1 = 97.2 \text{ }^\circ\text{C} \rightarrow P_{вп1} = 0.9372 \text{ кгс/см}^2 \text{ (абс)},$$

2 – я ступень

$$t_{вп2} = t_3 + \Delta''' = 85.5 + 1 = 86.5 \text{ }^\circ\text{C} \rightarrow P_{вп2} = 0.6275 \text{ кгс/см}^2 \text{ (абс)},$$

3 – я ступень

$$t_{вп3} = t_4 + \Delta''' = 75.4 + 1 = 76.4 \text{ }^\circ\text{C} \rightarrow P_{вп3} = 0.4182 \text{ кгс/см}^2 \text{ (абс)},$$

4 – я ступень

$$t_{вп4} = t_{бк} + \Delta''' = 45.4 + 1 = 46.4 \text{ }^\circ\text{C} \rightarrow P_{вп4} = 0.1055 \text{ кгс/см}^2 \text{ (абс)},$$

$$\sum \Delta''' = \Delta_1''' + \Delta_2''' + \Delta_3''' + \Delta_4'''$$

$$\sum \Delta''' = 1 + 1 + 1 + 1 = 4^\circ\text{C}$$

Температура, °С	Давление, кгс/см ² (абс)
$T_{вп1} = 123,6$	$P_{вп1} = 0,9372$
$T_{вп2} = 96,2$	$P_{г2} = 0,6275$
$T_{вп3} = 85,5$	$P_{г3} = 0,4182$
$T_{вп4} = 75,4$	$P_{г4} = 0,1055$

Гидростатическая депрессия

Исходные данные:

H – высота кипяtilьных трубок, $H = 10$ м

ρ – плотность раствора, кг/м³

ε – паронаполнение $\varepsilon = 0,5$ [7]

1 – я ступень

$\rho_1 = 990$ кг/м³; при $x = 84,92$ %, и $t = 97,2$ °С [22]

2 – я ступень

$\rho_2 = 985$ кг/м³, при $x = 48,1$ %, и $t = 86,5$ °С [21]

3 – я ступень

$\rho_1 = 1117$ кг/м³, при $x = 34$ %, и $t = 76,5$ °С [21]

4 – я ступень

$\rho_2 = 1190$ кг/м³, при $x = 26,6$ %, и $t = 46,4$ °С [2]

Решение:

Давление в среднем слое раствора [8]:

$$P_{ср} = P_{вп} + \frac{\rho \cdot g \cdot H}{2} \cdot (1 - \varepsilon), \quad (3)$$

$$P_{ср1} = P_{вп1} + \frac{\rho_1 \cdot g \cdot H}{2} \cdot (1 - \varepsilon) = 93,7 \cdot 10^4 + \frac{990 \cdot 9,81 \cdot 10}{2} (1 - 0,5) = 95,17 \cdot 10^4 \text{ Па}$$

$$P_{ср2} = P_{вп2} + \frac{\rho_2 \cdot g \cdot H}{2} \cdot (1 - \varepsilon) = 62,75 \cdot 10^4 + \frac{985 \cdot 9,81 \cdot 10}{2} (1 - 0,5) = 64,19 \cdot 10^4 \text{ Па}$$

$$P_{ср3} = P_{вп3} + \frac{\rho_3 \cdot g \cdot H}{2} \cdot (1 - \varepsilon) = 41,82 \cdot 10^4 + \frac{981 \cdot 9,81 \cdot 10}{2} (1 - 0,5) = 43,26 \cdot 10^4 \text{ Па}$$

$$P_{ср4} = P_{вп4} + \frac{\rho_4 \cdot g \cdot H}{2} \cdot (1 - \varepsilon) = 10,55 \cdot 10^4 + \frac{1010 \cdot 9,81 \cdot 10}{2} (1 - 0,5) = 12,53 \cdot 10^4 \text{ Па}$$

Этим давлениям соответствуют следующие температуры и теплоты испарения [6]:

$$\begin{aligned}
P_{cp1} &= 0,95176 \text{ кгс/см}^2 \text{ (абс)} \rightarrow t_{cp1} = 97,7 \text{ }^\circ\text{C}, & \Gamma_{вп1} &= 2267 \text{ кДж/кг}, \\
P_{cp2} &= 0,6413 \text{ кгс/см}^2 \text{ (абс)} \rightarrow t_{cp2} = 87,0 \text{ }^\circ\text{C}, & \Gamma_{вп2} &= 2290 \text{ кДж/кг}, \\
P_{cp3} &= 0,4326 \text{ кгс/см}^2 \text{ (абс)} \rightarrow t_{cp1} = 77,2 \text{ }^\circ\text{C}, & \Gamma_{вп1} &= 2315 \text{ кДж/кг}, \\
P_{cp4} &= 0,1253 \text{ кгс/см}^2 \text{ (абс)} \rightarrow t_{cp2} = 49 \text{ }^\circ\text{C}, & \Gamma_{вп2} &= 2588 \text{ кДж/кг}.
\end{aligned}$$

Поверхность теплопередачи по корпусам ориентировочна равна [15]:

$$F_{op} = \frac{Q}{q} = \frac{w \cdot r}{q}, \quad (4)$$

где r - теплота испарения; [10]

q – удельная тепловая нагрузка;

$$q = 20000 \text{ Вт/м}^2$$

$$F_{op1} = \frac{w_1 \cdot r_1}{q} = \frac{0,9908 \cdot 2267 \cdot 10^3}{20000} = 112,3 \text{ м}^2$$

$$F_{op2} = \frac{w_2 \cdot r_2}{q} = \frac{0,9477 \cdot 2290 \cdot 10^3}{20000} = 108,5 \text{ м}^2$$

$$F_{op3} = \frac{w_3 \cdot r_3}{q} = \frac{0,8616 \cdot 2315 \cdot 10^3}{20000} = 99,72 \text{ м}^2$$

$$F_{op4} = \frac{w_4 \cdot r_4}{q} = \frac{0,9047 \cdot 2588 \cdot 10^3}{20000} = 122,53 \text{ м}^2$$

Гидростатическая депрессия по корпусам [9]:

$$\Delta'' = t_{cp} - t_{вп} \quad (5)$$

$$\Delta_1'' = t_{cp1} - t_{вп1} = 97,7 - 97,2 = 0,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta_2'' = t_{cp2} - t_{вп2} = 87 - 86,5 = 0,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta_3'' = t_{cp3} - t_{вп3} = 77,2 - 76,4 = 0,8 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta_4'' = t_{cp4} - t_{вп4} = 49,0 - 46,4 = 2,6 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Sigma \Delta t'' = 0,5 + 0,5 + 0,8 + 2,6 = 4,4 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Температурная депрессия [9]:

$$\Delta' = 16,2 \frac{T^2}{r} \Delta'_{\text{ат}} \quad (6)$$

где $\Delta'_{\text{ат}}$ – температурная депрессия при атмосферном давлении,

$$\Delta'_{1\text{ ат}} = 1,1 \text{ }^\circ\text{C}; \Delta'_{2\text{ ат}} = 1,2 \text{ }^\circ\text{C}; \Delta'_{1\text{ ат}} = 1,0 \text{ }^\circ\text{C}; \Delta'_{2\text{ ат}} = 1,3 \text{ }^\circ\text{C},$$

$$\Delta_1' = 16,2(273+97,7)^2 \cdot 1,1/2267000 = 0,98 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\Delta_2' = 16,2(273+86)^2 \cdot 1,2/2290000 = 0,91 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\Delta_3' = 16,2(273+76)^2 \cdot 1,0/2315000 = 0,55 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\Delta_4' = 16,2(273+49)^2 \cdot 1,3/2588000 = 0,64 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\Sigma \Delta t' = 0,98 + 0,91 + 0,55 + 0,64 = 3,07 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Температура кипения растворов [9]:

$$t_k = t_r + \Delta_1'''' + \Delta_1'' + \Delta_1' \quad (7)$$

$$t_{k1} = t_{r2} + \Delta_1'''' + \Delta_1'' + \Delta_1' = 96,2 + 0,98 + 0,5 + 1 = 98,7 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{k2} = t_{r3} + \Delta_1'''' + \Delta_1'' + \Delta_1' = 85,5 + 0,91 + 0,5 + 1 = 87,9 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{k3} = t_{r4} + \Delta_1'''' + \Delta_1'' + \Delta_1' = 75,4 + 0,55 + 0,8 + 1 = 77,75 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{k4} = t_{r6k} + \Delta_1'''' + \Delta_1'' + \Delta_1' = 45,4 + 0,64 + 2,6 + 1 = 49,64 \text{ }^\circ\text{C}$$

Полезная разность температур [9]:

$$\Delta t_{\text{п}} = t_{\text{рп}} - t_k \quad (8)$$

$$\Delta t_{\text{п1}} = t_{\text{рп1}} - t_{k1} = 123,6 - 98,7 = 24,9 \text{ }^\circ\text{C},$$

$$\Delta t_{\text{п2}} = t_{\text{рп2}} - t_{k2} = 96,2 - 87,9 = 16,4 \text{ }^\circ\text{C},$$

$$\Delta t_{\text{п3}} = t_{\text{рп3}} - t_{k3} = 85,5 - 77,7 = 7,75 \text{ }^\circ\text{C},$$

$$\Delta t_{\text{п4}} = t_{\text{рп4}} - t_{k4} = 75,4 - 49,6 = 25,8 \text{ }^\circ\text{C},$$

$$\Sigma \Delta t_{\text{п}} = \Delta t_{\text{п1}} + \Delta t_{\text{п2}} + \Delta t_{\text{п3}} + \Delta t_{\text{п4}} = 24,9 + 16,4 + 7,75 + 25,8 = 66,75 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Проверяем полезную разность температур [9]:

$$\Sigma \Delta t_{\text{п}} = t_{r1} - t_{6k} - (\Sigma \Delta t'''' + \Sigma \Delta t'' + \Sigma \Delta t') \quad (9)$$

$$\Sigma \Delta t_{\text{п}} = t_{r1} - t_{6k} - (\Sigma \Delta t'''' + \Sigma \Delta t'' + \Sigma \Delta t') = 123,6 - 45,4 - (3,07 + 4,4 + 4) = 66,73 \text{ }^\circ\text{C}.$$

3.2 Расчет теплового баланса и конструктивный расчет выпарной установки

Тепловые нагрузки корпусов

D – расход греющего пара

$$c_2 - \text{теплоемкость раствора после второй ступени, } c_2 = 3,870 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}\cdot\text{К}} [2]$$

$$c_3 - \text{теплоемкость раствора после третьей ступени, } c_3 = 4,000 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}\cdot\text{К}} [20]$$

$$c_4 - \text{теплоемкость раствора после четвертой ступени, } c_4 = 3,990 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}\cdot\text{К}} [20]$$

$$c_H - \text{теплоемкость раствора начальная, } c_H = 4,080 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}\cdot\text{К}} [2]$$

Составляем тепловые балансы по корпусам и баланс по воде

Для первой ступени [26]

$$\begin{aligned} Q_1 &= D \cdot (I_{r1} - i) \\ &= 1,03 \cdot [(G_H - w_3 - w_4 - w_2 - w_1) \cdot c_2 \cdot (t_{K1} - t_{K2}) + w_1 \cdot (I_{ВП1} - c_B \cdot t_{K1})] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_1 &= D \cdot (2716 - 519) \\ &= 1,03 \cdot [(5 - w_3 - w_4 - w_2 - w_1) \cdot 3,87 \cdot (98,7 - 87,9) + w_1 \cdot (2668 - 4,19 \cdot 98,7)] \end{aligned}$$

Для второй ступени [9]

$$Q_2 = w_1 \cdot (I_{r2} - i_2) = 1,03 \cdot [(G_H - w_3 - w_4 - w_2) \cdot c_4 \cdot (t_{K2} - t_{K4}) + w_2 \cdot (I_{ВП2} - c_B \cdot t_{K2})]$$

$$\begin{aligned} Q_2 &= w_1 \cdot (2668 - 403,1) \\ &= 1,03 \cdot [(5 - w_3 - w_4 - w_2) \cdot 3,99 \cdot (87,9 - 49,64) + w_2 \cdot (2650 - 4,19 \cdot 87,9)] \end{aligned}$$

Для третьей ступени [9]

$$Q_3 = w_2 \cdot (I_{r3} - i_3) = 1,03 \cdot [(G_H - w_3) \cdot c_H \cdot (t_{K3} - t_H) + w_3 \cdot (I_{ВП3} - c_B \cdot t_{K3})]$$

$$\begin{aligned} Q_3 &= w_2 \cdot (2650 - 358,2) \\ &= 1,03 \cdot [(5 - w_3) \cdot 4,08 \cdot (77,75 - 88,0) + w_3 \cdot (2632 - 4,19 \cdot 77,75)] \end{aligned}$$

Для четвертой ступени [9]

$$Q_4 = w_3 \cdot (I_{r4} - i_4) = 1,03 \cdot [(G_H - w_3 - w_4) \cdot c_3 \cdot (t_{K4} - t_{K3}) + w_4 \cdot (I_{ВП4} - c_B \cdot t_{K4})]$$

$$Q_4 = w_3 \cdot (2632 - 315,9)$$

$$= 1,03 \cdot [(5 - w_3 - w_4) \cdot 4 \cdot (49,64 - 77,75) + w_4 \cdot (2581 - 4,19 \cdot 49,64)]$$

Общее количество выпаренной воды [28]

$$W = w_1 + w_2 + w_3 + w_4$$

$$3,705 = w_1 + w_2 + w_3 + w_4$$

Составим систему уравнений

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_1 = D \cdot (2716 - 519) = 1,03 \cdot [(5 - w_3 - w_4 - w_2 - w_1) \cdot 3,87 \cdot (98,7 - 87,9) + w_1 \cdot (2668 - 4,19 \cdot 98,7)] \\ Q_2 = w_1 \cdot (2668 - 403,1) = 1,03 \cdot [(5 - w_3 - w_4 - w_2) \cdot 3,99 \cdot (87,9 - 49,64) + w_2 \cdot (2650 - 4,19 \cdot 87,9)] \\ Q_3 = w_2 \cdot (2650 - 358,2) = 1,03 \cdot [(5 - w_3) \cdot 4,08 \cdot (77,75 - 88,0) + w_3 \cdot (2632 - 4,19 \cdot 77,75)] \\ Q_4 = w_3 \cdot (2632 - 315,9) = 1,03 \cdot [(5 - w_3 - w_4) \cdot 4 \cdot (49,64 - 77,75) + w_4 \cdot (2581 - 4,19 \cdot 49,64)] \\ 3,705 = w_1 + w_2 + w_3 + w_4 \end{array} \right.$$

Решая данную систему, получаем:

$$w_1 = 0,975 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, w_2 = 0,95 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, w_3 = 0,87 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, w_4 = 0,91 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, Q_1 = 2658,4 \text{ кВт}, Q_2 = 2208,3 \text{ кВт},$$

$$Q_3 = 2177,2 \text{ кВт}, Q_4 = 2015 \text{ кВт}, D = 0,72 \text{ кг/с}$$

Коэффициент теплопередачи по корпусам [5].

$$K_1 = 850 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}; K_2 = 1400 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}; K_3 = 1800 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}; K_4 = 1700 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Распределение полезной разности температур

Принимаем, что разность температур распределяется по условию равенства поверхности теплообмена корпусов, тогда [6]

$$\Delta t_{\pi} = \sum \Delta t_{\pi} \cdot \frac{\frac{Q}{K}}{\sum_{i=1}^{i=4} \frac{Q}{K}} \quad (10)$$

где Δt_{π} , Q , K - соответственно полезная разность температур, тепловая нагрузка, коэффициент теплопередачи,

$$\Delta t_{\pi 1} = \Delta t_{\pi} \cdot \frac{\frac{Q_1}{K_1}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \frac{Q_3}{K_3} + \frac{Q_4}{K_4}} = 66,73 \cdot \frac{\frac{2658,4}{850}}{\frac{2658,4}{850} + \frac{2208,3}{1400} + \frac{2177,2}{1800} + \frac{2015}{1700}} = 29,37^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{\pi 2} = \Delta t_{\pi} \cdot \frac{\frac{Q_2}{K_2}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \frac{Q_3}{K_3} + \frac{Q_4}{K_4}} = 66,73 \cdot \frac{\frac{2208,3}{1400}}{\frac{2658,4}{850} + \frac{2208,3}{1400} + \frac{2177,2}{1800} + \frac{2015}{1700}} = 14,8^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{\pi 3} = \Delta t_{\pi} \cdot \frac{\frac{Q_3}{K_3}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \frac{Q_3}{K_3} + \frac{Q_4}{K_4}} = 66,73 \cdot \frac{\frac{2177,2}{1800}}{\frac{2658,4}{850} + \frac{2208,3}{1400} + \frac{2177,2}{1800} + \frac{2015}{1700}} = 11,36^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{\pi 4} = \Delta t_{\pi} \cdot \frac{\frac{Q_4}{K_4}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \frac{Q_3}{K_3} + \frac{Q_4}{K_4}} = 66,73 \cdot \frac{\frac{2015}{1700}}{\frac{2658,4}{850} + \frac{2208,3}{1400} + \frac{2177,2}{1800} + \frac{2015}{1700}} = 11,17^{\circ}\text{C}$$

$$\sum \Delta t_{\pi} = \Delta t_{\pi 1} + \Delta t_{\pi 2} + \Delta t_{\pi 3} + \Delta t_{\pi 4} = 29,37 + 14,8 + 11,36 + 11,17 = 66,7^{\circ}\text{C}$$

Требуемая поверхность теплообмена [6]:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t} \quad (11)$$

$$F_1 = \frac{Q_1}{K_1 \cdot \Delta t_1} = \frac{2658,4 \cdot 10^3}{850 \cdot 29,37} = 106,5 \text{ м}^2$$

$$F_2 = \frac{Q_2}{K_2 \cdot \Delta t_2} = \frac{2264,9 \cdot 10^3}{1400 \cdot 14,8} = 106,6 \text{ м}^2$$

$$F_3 = \frac{Q_3}{K_3 \cdot \Delta t_3} = \frac{2177,2 \cdot 10^3}{1800 \cdot 11,36} = 106,5 \text{ м}^2$$

$$F_4 = \frac{Q_4}{K_4 \cdot \Delta t_4} = \frac{2015 \cdot 10^3}{1700 \cdot 11,17} = 106,5 \text{ м}^2$$

Выбираем аппарат с поверхностью теплообмена $F = 130 \text{ м}^2$, диаметр греющей камеры, не более 700 мм , высота аппарата, не более 13437 мм ; масса аппарата, не более 2745 кг .

Число нагревательных трубок диаметром 57×2,6, высотой 10 м [28]:

$$n = F/\pi d_{cp}L \quad (12)$$

где $d_{cp} = 0,054$ м – средний диаметр трубки. $n = 130/\pi 0,054 \cdot 10 = 77$ шт.

3.3 Прочностной расчет элементов выпарной установки

Расчет на прочность пленочного испарителя первой ступени

Исходные данные для расчета сведены в таблицу 4.

Таблица 4 – Исходные данные для расчета [30]:

Наименование элемента сосуда	Расчетное давление	Пробное давление	Коэффициент прочности сварн. соедин.	Внутренний, наружный диаметр элемента сосуда	Марка материала элемента сосуда	Расчетная температура	Допускаемое напряжение	Прибавка на коррозию (эрозию)
	P, МПа	P _{пр} , МПа	φ	Дв/Дн, мм	сталь	T±°C	[σ], МПа	C, мм
Днище верхнее	0,05	0,21	0,8	590	08X18H10T	+130	151	0,0
Обечайка корпуса I	0,5	0,89	0,8	540	08X18H10T	+200	140	0,0
Обечайка корпуса II	0,5	0,89	0,8	750	08X18H10T	+200	140	0,0
Обечайка корпуса III	0,5	0,89	0,8	540	08X18H10T	+200	140	0,0
Обечайка распределительной камеры IV	0,05	0,21	0,8	540	08X18H10T	+130	151	0,0
Обечайка распределительной камеры V	0,05	0,21	0,8	590	08X18H10T	+130	151	0,0
Днище нижнее	0,05	0,21	0,8	540	08X18H10T	+130	151	0,0

Продолжение таблицы 4

Наименование элемента сосуда	Расчетное давление	Пробное давление	Коэффициент прочности сварн. соедин.	Внутренний, наружный диаметр элемента сосуда		Марка материала элемента сосуда	Расчетная температура	Допускаемое напряжение	Прибавка на коррозию (эрозию)
Патрубок штуцера N1,1	0,05	0,21	1,0	88,9	82,5	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера N1,2	0,05	0,21	1,0	88,9	82,5	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера N1,3	0,05	0,21	1,0	139,7	131,7	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера N2	0,5	0,89	1,0	219,1	206,5	08X18H10T	+200	140	0,0
Патрубок штуцера N3	0,05	0,21	1,0	323,9	313,9	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера N4	0,05	0,21	1,0	323,9	313,9	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера N5	0,05	0,21	1,0	114,3/ 219,1	107,/ 211,9	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера N6	0,05	0,21	1,0	48,3	43,1	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера N7	0,5	0,89	1,0	60,3	54,5	08X18H10T	+200	140	0,0
Патрубок штуцера N8	0,25	0,52	1,0	48,3	43,1	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера N9	0,25	0,52	1,0	48,3	43,1	08X18H10T	+130	151	0,0
Патрубок штуцера P1	0,5	0,89	1,0	33,7	28,5	08X18H10T	+200	140	0,0
Смотровой люк S1	0,05	0,21	1,0	168,3	161,9	08X18H10T	+130	151	0,0
Смотровой люк S2	0,05	0,21	1,0	168,3	161,9	08X18H10T	+130	151	0,0

Расчеты толщины стенки цилиндрической обечайки, работающей под внутренним давлением, определяется по формуле [10]:

$$S_{pp} = \frac{P \cdot D_{в}}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P} + C \text{ (мм)} \quad (13)$$

где P , МПа – расчетное избыточное давление в сосуде;

$D_{в}$, мм – внутренний диаметр обечайки сосуда;

φ – коэффициент прочности сварных соединений;

$[\sigma]$, МПа – допускаемое напряжение для материала элементов сосуда при рабочей или расчетной температуре;

C , мм – прибавка на коррозию (эрозию).

$$S_{pp} = \frac{0,5 \cdot 540}{2 \cdot 0,8 \cdot 140 - 0,5} + 0 = 1,2 \text{ (мм)}$$

Принимаем $S_{п}=5,0$ мм для обечайки корпуса I, обечайки корпуса III,

$$S_{pp} = \frac{0,5 \cdot 750}{2 \cdot 0,8 \cdot 140 - 0,5} + 0 = 1,7 \text{ (мм)}$$

Принимаем $S_{п}=5,0$ мм для обечайки корпуса II.

$$S_{pp} = \frac{0,5 \cdot 540}{2 \cdot 0,8 \cdot 151 - 0,05} + 0 = 1,1 \text{ (мм)}$$

Принимаем $S_{п}=5,0$ мм для обечайки распределительной камеры IV.

$$S_{pp} = \frac{0,05 \cdot 590}{2 \cdot 0,8 \cdot 151 - 0,05} + 0 = 0,1 \text{ (мм)}$$

Принимаем $S_{п}=5,0$ мм для обечайки распределительной камеры V.

Допускаемое внутреннее избыточное давление определяется по формуле [10]:

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (S_n - C)}{D_{в} + (S_n - C)} \text{ (МПа)} \quad (14)$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 140 \cdot 0,8 \cdot (5 - 0)}{540 + (5 - 0)} = 2,06 \text{ (МПа)} - \text{ для обечайки корпуса I,}$$

обечайки корпуса III.

$$[P] = \frac{2 \cdot 140 \cdot 0,8 \cdot (5-0)}{750+(5-0)} = 1,48 \text{ (МПа)} - \text{ для обечайки корпуса II.}$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 151 \cdot 0,8 \cdot (5-0)}{540+(5-0)} = 2,22 \text{ (МПа)} - \text{ для обечайки}$$

распределительной камеры IV.

$$[P] = \frac{2 \cdot 151 \cdot 0,8 \cdot (5-0)}{590+(5-0)} = 2,03 \text{ (МПа)} - \text{ для обечайки}$$

распределительной камеры V.

Условия применения формул [10]

$$\frac{Sn-C}{Dв} \leq 0,1 \text{ при } Dв \geq 200 \text{ мм и } \frac{Sn-C}{Dв} \leq 0,3 \text{ при } Dв < 200 \text{ мм}$$

$$\frac{Sn-C}{Dв} = \frac{5-0}{540} = 0,009; \quad \frac{Sn-C}{Dв} = \frac{5-0}{590} = 0,008; \quad \frac{Sn-C}{Dв} = \frac{5-0}{750} \\ = 0,007$$

Расчет приведен в таблице 5.

Таблица 5 - Сводная таблица расчетов

Позиция обечайки	Диаметр внутренний	Толщина стенки обечайки		Допускаемое внутреннее давление	Условия применения формул $\frac{Sn - C}{Dв} \leq 0,1$
		Расчетная минимальная	принятая		
		Дв, мм	Sp, мм	[P], МПа	
Обечайка корпуса I	540	1,2	5,0	2,06>Pпр=0,89	0,009<0,1
Обечайка корпуса II	750	1,7	5,0	1,48>Pпр=0,89	0,007<0,1
Обечайка корпуса III	540	1,2	5,0	2,06>Pпр=0,89	0,009<0,1
Обечайка распределительной камеры IV	540	0,1	5,0	2,22>Pпр=0,89	0,009<0,1
Обечайка распределительной камеры V	590	0,1	5,0	2,03>Pпр=0,89	0,008<0,1

Условия прочности и условия применения формул выполнены.

Расчетная толщина стенки эллиптического днища, нагружаемого внутренним избыточным давлением, определяется по формуле [11], [30]:

$$S_{pp} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot P} + C \text{ (мм)} \quad (15)$$

где P , МПа расчетное избыточное давление в сосуде.

$$R = \frac{D_B}{4 \cdot H_{Эд}}, \text{ мм} - \text{ радиус кривизны в вершине днища (крышки)}$$

где $H_{Эд}$ – высота эллиптической части днища. При $H_{Эд} = 0,25 D_B$ радиус кривизны днища $R = D_B$.

$$S_{pp} = \frac{0,05 \cdot 590}{2 \cdot 0,8 \cdot 151 - 0,5 \cdot 0,05} + 0,0 = 0,1 \text{ мм}$$

Принимаем $S_p = 5,0$ мм для днища верхнего.

$$S_{pp} = \frac{0,05 \cdot 590}{2 \cdot 0,8 \cdot 151 - 0,5 \cdot 0,05} + 0,0 = 0,1 \text{ мм}$$

Принимаем $S_p = 5,0$ мм для днища нижнего.

Допускаемое внутреннее избыточное давление определяется по формуле [11]:

$$[P] = \frac{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] (Sn - C)}{R + 0,5 \cdot (Sn - C)} \text{ (МПа)} \quad (16)$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 151 \cdot 0,8 \cdot (5 - 0,0)}{590 + 0,5 \cdot (5 - 0,0)} = 2,04 \text{ (МПа)} \text{ для днища верхнего.}$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 151 \cdot 0,8 \cdot (5 - 0,0)}{540 + 0,5 \cdot (5 - 0,0)} = 2,23 \text{ для днища нижнего.}$$

$$\text{Условия применения формул [12]: } 0,002 \leq \frac{Sn - C}{D_B} \leq 0,1 \quad (17)$$

$$\frac{Sn - C}{D_B} = \frac{5 - 0}{590} = 0,008$$

$$\frac{Sn - C}{D_B} = \frac{5 - 0}{540} = 0,009$$

Расчет приведен в таблице 6.

Таблица 6 - Сводная таблица расчетов

Диаметр внутрен- ний	Толщина стенки днища		Допускаемое внутреннее давление	Условия применения формул
	Расчетная мин.	Принятая		
Дв, мм	S _{рр} , мм	S _п , мм	[P], МПа	$0,002 \leq \frac{Sn - C}{Dв} \leq 0,1$
590	0,1	5,0	2,04 > P _{пр} = 0,21	0,002 ≤ 0,008 ≤ 0,1
540	0,1	5,0	2,23 > P _{пр} = 0,21	0,002 ≤ 0,009 ≤ 0,1

Условия прочности и условия применения формул выполнены.

Расчеты толщины стенки патрубков.

Расчетная толщина стенки патрубков определяется по формуле [13]:

$$S_{Pm} = \frac{p \cdot (d + 2 \cdot C)}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - p} + C \text{ (мм)} \quad (18)$$

где P, МПа – расчетное избыточное давление в сосуде; d, мм – внутренний диаметр штуцера; φ - коэффициент прочности сварных соединений швов, (для бесшовных труб - $\varphi = 1$, для электросварных труб $\varphi = 1$, кроме сварных ручной и автоматической сваркой под флюсом для расчетной температуры более 530 °С - $\varphi = 0,7$);

$[\sigma]$, МПа – допускаемое напряжение для материала внешней части штуцера при расчетной температуре;

C, мм – сумма прибавок к расчетной толщине стенки штуцера.

$$S_{рм \text{ N } 1,1} = \frac{0,05 \cdot (82,5 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 151 - 0,05} + 0 = 0,01 \text{ Принимаем } S_{п} \text{ 3,2 мм.}$$

$$S_{рм \text{ N } 1,3} = \frac{0,05 \cdot (131,7 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 151 - 0,05} + 0 = 0,02 \text{ Принимаем } S_{п} \text{ 4,0 мм.}$$

$$S_{рм \text{ N } 3} = \frac{0,05 \cdot (313,9 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 151 - 0,05} + 0 = 0,05 \text{ Принимаем } S_{п} \text{ 5,0 мм.}$$

$$S_{рм \text{ N } 5} = \frac{0,05 \cdot (211,9 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 151 - 0,05} + 0 = 0,04 \text{ Принимаем } S_{п} \text{ 3,6 мм.}$$

$$S_{рм \text{ N } 6} = \frac{0,05 \cdot (43,1 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 151 - 0,05} + 0 = 0,01 \text{ Принимаем } S_{п} \text{ 2,6 мм.}$$

$$S_{pm} S1 = S_{pm} S 2 = \frac{0,05 \cdot (161,9 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 151 - 0,05} + 0 = 0,03 \text{ Принимаем } S_{п} 3,2 \text{ мм.}$$

$$S_{pm} N 2 = \frac{0,5 \cdot (206,5 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 140 - 0,05} + 0 = 0,032 \text{ Принимаем } S_{п} 6,3 \text{ мм.}$$

$$S_{pm} N 7 = \frac{0,5 \cdot (54,5 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 140 - 0,5} + 0 = 0,10 \text{ Принимаем } S_{п} 2,9 \text{ мм.}$$

$$S_{pm} P1 = S_{pm} P 2 = \frac{0,5 \cdot (28,5 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 140 - 0,5} + 0 = 0,05 \text{ Принимаем } S_{п} 2,6 \text{ мм.}$$

$$S_{pm} N8 = S_{pm} N 9 = \frac{0,25 \cdot (43,1 + 2 \cdot 0)}{2 \cdot 1 \cdot 151 - 0,25} + 0 = 0,04 \text{ Принимаем } S_{п} 2,6 \text{ мм.}$$

Расчет приведен в таблице 7.

Таблица 7 - Сводная таблица расчетов

Наименование элемента	Диаметр наружный	Толщина стенки патрубка	
		Расчетная мин.	Принятая
	Дн, мм	S _{pm} , мм	S _п , мм
Патрубок штуцера N1,1	88,9	0,01	3,2
Патрубок штуцера N1,2	88,9	0,01	3,2
Патрубок штуцера N1,3	139,7	0,02	4,0
Патрубок штуцера N2	219,1	0,37	6,3
Патрубок штуцера N3	323,9	0,05	5,0
Патрубок штуцера N4	323,9	0,05	5,0
Патрубок штуцера N5	114,3/219,1	0,04	3,6
Патрубок штуцера N6	48,3	0,01	2,6
Патрубок штуцера N7	60,3	0,10	2,9
Патрубок штуцера N8	48,3	0,04	2,6
Патрубок штуцера N9	48,3	0,04	2,6
Патрубок штуцера P1	33,7	0,05	2,6
Патрубок штуцера P2	33,7	0,05	2,6
Смотровой люк S1	168,3	0,03	3,2
Смотровой люк S2	168,3	0,03	3,2

Были материальный и тепловой балансы установки концентрирования. Показана применимость принятой конструкции

пленочного аппарата. Расчет на прочность пленочного испарителя первой ступени концентрирования лактамной воды показал, что условия прочности выполнены.

3.4 Расчет кожухотрубчатого конденсатора

Рассчитать и подобрать нормализованный вариант конструкции кожухотрубчатого конденсатора для конденсации $G = 0,91 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$ паров. Пар поступает с температурой $T_1 = 45^\circ\text{C}$. Теплота испарения водяного пара $r = 2425 \text{ Дж/кг}$. Конденсат охлаждается до $T_2 = 27^\circ\text{C}$. Температура охлаждающей воды $t_1 = 24^\circ\text{C}$. Удельная теплоемкость воды $c = 4190 \text{ Дж/кг} \cdot \text{град}$. Коэффициенты теплопередачи по зонам приняты из литературных данных [19]:

$$k_{\text{конд}} = 1200 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}$$

$$k_{\text{охл}} = 500 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}$$

Решение. Определяем тепловые нагрузки по зонам [31]:

$$Q_{\text{конд}} = G \cdot r \quad (19)$$

$$Q_{\text{конд}} = \frac{3300}{3600} \cdot 2425 \cdot 10^3 = 2222 \text{ кВт}$$

$$Q_{\text{охлд}} = G \cdot c_{\text{ж}} (T_{\text{н}} - T_{\text{к}}) \quad (20)$$

$$Q_{\text{охлд}} = \frac{3300}{3600} \cdot 4190 \cdot (45 - 27) = 69,1 \text{ кВт}$$

Общая тепловая нагрузка:

$$Q = 2222 + 69,1 = 2291,1 \text{ кВт}$$

Конечная температуры воды. $t_2 = 30^\circ\text{C}$ Находим расход воды при удельной теплоемкости $c = 4190 \text{ Дж/кг} \cdot \text{град}$.

$$g = \frac{2291100}{4190 \cdot (30 - 24)} = 91,1 \frac{\text{кг}}{\text{с}} = 328081 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} = 328 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Определим температуру при прохождении воды из зоны охлаждения конденсата в зону конденсации:

$$69100 = 91,1 \cdot 4190(t_x - 24)$$

Откуда $t_x = 24,2^\circ\text{C}$

Расчитываем температурные напоры по зонам:

в зоне конденсации:

$$45 \rightarrow 45$$

$$\underline{30 \leftarrow 24.2}$$

$$15 \quad 23.8$$

$$\theta = \frac{23,8 - 15}{2,31g \frac{23,8}{15}} = 19^\circ\text{C}$$

в зоне охлаждения конденсата:

$$45 \rightarrow 27$$

$$\underline{30 \leftarrow 24}$$

$$15 \quad 3$$

$$\theta = \frac{15 - 3}{2,31g \frac{15}{3}} = 7,5^\circ\text{C}$$

Находим поверхности теплообмена по зонам по формулам [14]:

$$F_{\text{конд}} = \frac{Q_{\text{конд}}}{k_{\text{конд}} \cdot \theta_{\text{конд}}} \quad (21)$$

$$F_{\text{конд}} = \frac{2222000}{1500 \cdot 19} = 77,96 \text{ м}^2$$

$$F_{\text{охл}} = \frac{Q_{\text{охл}}}{k_{\text{охл}} \cdot \theta_{\text{охл}}} \quad (22)$$

$$F_{\text{конд}} = \frac{69100}{200 \cdot 7,5} = 46,1 \text{ м}^2$$

Общая поверхность теплообмена составит [14]:

$$F = F_{\text{конд}} + F_{\text{охл}} \quad (23)$$

$$F = 77,96 + 46,1 = 124 \text{ м}^2$$

Подбираем новый конденсатор, так как у существующего конденсатора поверхность теплообмена $F = 88,9 \text{ м}^2$.

По каталогу выбираем конденсатор с поверхностью теплообмена

$$F = 130 \text{ м}^2, D = 700 \text{ мм}, l_{\text{тр}} = 6000 \text{ мм}, d_{\text{тр}} = 25 \text{ мм}.$$

3.5 Расчет производительности вакуум-насоса

Расход охлаждающей воды $G_{\text{в}}$ определим из теплового баланса конденсатора [8]:

$$G_{\text{в}} = \frac{\omega_3 \cdot (I_{\text{бк}} - c_{\text{в}} t_{\text{к}})}{c_{\text{в}} \cdot (t_{\text{к}} - t_{\text{н}})} \quad (24)$$

$$G_{\text{в}} = \frac{0,91 \cdot (2581000 - 4,19 \cdot 10^3)}{4,19 \cdot 10^3 \cdot (42,4 - 24)} = 8 \text{ кг/с}$$

Где

$I_{\text{бк}}$ - энтальпия паров в конденсаторе, Дж/кг;

$t_{\text{н}}$ - начальная температура охлаждающей воды, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{\text{к}}$ - конечная температура смеси воды и конденсата, $^{\circ}\text{C}$.

$$t_{\text{к}} = t_{\text{бк}} - 3 = 45,4 - 3 = 42,4^{\circ}\text{C}$$

Производительность вакуум-насоса $G_{\text{возд}}$ определяется количеством газа (воздуха), который необходимо удалять из конденсатора [8]:

$$G_{\text{возд}} = 2,5 \cdot 10^{-5} \cdot (\omega_3 + G_{\text{в}}) + 0,01 \cdot \omega_3 \quad (25)$$

Тогда

$$G_{\text{возд}} = 2,5 \cdot 10^{-5} \cdot (0,91 + 8) + 0,01 \cdot 0,91 = 9,1 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}$$

Объемная производительность вакуум-насоса равна [8]:

$$V_{\text{возд}} = \frac{R \cdot (273 + t_{\text{возд}}) \cdot G_{\text{возд}}}{M_{\text{возд}} \cdot P_{\text{возд}}} \quad (26)$$

где R - универсальная газовая постоянная, Дж/(кмоль · К);

$M_{\text{возд}}$ - молекулярная масса воздуха, кг/кмоль;

$t_{\text{возд}}$ - температура воздуха, °С;

$P_{\text{возд}}$ - парциальное давление сухого воздуха в конденсаторе, Па.

Температуру воздуха рассчитываю по уравнению [31]:

$$t_{\text{возд}} = t_{\text{н}} + 4 + 0,1(t_{\text{к}} - t_{\text{н}}) \quad (27)$$

$$t_{\text{возд}} = 24 + 4 + 0,1(42,4 - 24) = 29,8^{\circ}\text{C}$$

Давление воздуха равно [4]:

$$P_{\text{возд}} = P_{\text{бк}} - P_{\text{н}} \quad (28)$$

где $P_{\text{н}}$ - давление сухого насыщенного пара (Па)

$$P_{\text{возд}} = 0,1 \cdot 9,8 \cdot 10^4 - 0,0433 \cdot 9,8 \cdot 10^4 = 5,6 \cdot 10^4 \text{ Па}$$

Тогда

$$V_{\text{возд}} = \frac{8310 \cdot (273 + 29,8) \cdot 9,1 \cdot 10^{-3}}{29 \cdot 5,6 \cdot 10^4} = 0,014 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 0,84 \frac{\text{м}^3}{\text{мин}}$$

Данные удовлетворяют производительности существующего насоса, так как его производительность равна 1,5 м³/мин.

В разделе были проведены расчеты многокорпусной выпарной установки. Найдена требуемая поверхность теплообмена для всех корпусов выпарной установки при условии их равенства. Расчеты вспомогательного оборудования показали, что существующий конденсатор не проходит по поверхности теплообмена. Поэтому был подобран новый конденсатор с более высокой поверхностью теплообмена. Расчет вакуум-насоса показал, что производительность насоса достаточна для реализации данного процесса [32].

Заключение

В работе рассмотрен процесс концентрирования растворов лактамных вод производства полиамида-6, заключающийся в удалении растворителя путем испарения при кипении. Процесс отличают высокие энергетические затраты, связанные с испарением воды. Данная стадия связана со стадией синтеза и экстракции. Увеличение производительности по основному продукту невозможно без модернизации установки концентрирования лактамных вод.

В зависимости от характера движения кипящей жидкости в выпарном аппарате различают:

- выпарные аппараты со свободной циркуляцией;
- выпарные аппараты с естественной циркуляцией;
- выпарные аппараты с принудительной циркуляцией;
- пленочные выпарные аппараты.

Наиболее распространены аппараты с принудительной циркуляцией и пленочные аппараты. Аппараты пленочного типа обладают самыми высокими коэффициентами теплопередачи.

Для повышения производительности выпарной установки, в целом, предлагается заменить выпарные аппараты установки на пленочные. Расчеты подтвердили возможность увеличения производительности установки на 10%. Возможность замены и конструктивные размеры подтверждены прочностными расчетами

Так же были проведены расчеты вспомогательного оборудования, которые показали, что существующий конденсатор не проходит по поверхности теплообмена. Поэтому был подобран новый конденсатор с более высокой поверхностью теплообмена. Расчет вакуум-насоса показал, что производительность насоса достаточна для данного процесса.

Список используемой литературы и используемых источников

1. ГОСТ 14249 – 89. Нормы метода расчета на прочность химического оборудования.
2. ГОСТ 26202 – 84. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность обечаек и днищ от воздействия опорных нагрузок.
3. ГОСТ 14249 – 80. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность.
4. ГОСТ 24755-81 (СТ СЭВ 1639-79). Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность укрепления отверстий.
5. Дытнерский Ю.И., Борисов Г.С. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., «Химия», 1991.
6. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов; в 2-х кн./ Ю.И. Дытнерский. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – М.: Химия, 1995. – 400 с.: ил. – ISBN 5-7245-1006-5.
7. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учеб. пособие для вузов/ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков; под ред. чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова. – Изд. 10-е, перераб. и доп.–Л.:Химия, 1987.- 576с.: ил.
8. Плановский А. И, В.М. Рамм, С.З. Коган Процессы и аппараты химической технологии. изд. 2-ое, доп. и перераб. – М.: Химия, 1962.
9. Производство капролактама/ Под ред. В.И. Овчинникова, В.Р. Ручинского. – М.: Химия, 1977. – 264 с.: ил.
10. Патент № 2605694 Российская Федерация, МПК C08G 69/16 (2006.01), МПК C08G 69/46 (2006.01). Способ регенерации экстракционной воды в производстве полиамида-6 : N 20161000320 : заявл. 11.01.2016 : опубликовано 27.12.2016 / Базаров Ю.М.. ; заявитель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования "Ивановский государственный химико-технологический университет" (ИГХТУ). — 9 с. : ил. — Текст :

непосредственный.

11. Патент № 58939 U1 Российская Федерация, МПК B01D 1/12 (2006.01). Выпарной аппарат-кристаллизатор : № 2005136574 : заявл. 24.11.2005 : опубликовано 10.12.2006 / Васильев В.И. ; заявитель Васильев В.И. — 29 с. : ил. — Текст : непосредственный.

12. Патент № 102305 U1 Российская Федерация, МПК B01D 1/06 (2006.01). Выпарной аппарат с естественной циркуляцией : № 2010124401 : заявл. 15.06.2010 : опубликовано 27.02.2011 / Ронкин В.М.. ; заявитель Закрытое акционерное общество Научно-производственное предприятие "Машпром"— 12 с. : ил. — Текст : непосредственный.

13. Патент № 2652114 Российская Федерация, МПК C07D 201/16 (2006.01), C07B 223/10. Способ извлечения ε-капролактама из водного экстракта : № 2015157072 : заявл. 07.07.2014 : опубликовано 25.04.2025 / Боманн А., Альбрехт М., Самличка Ф. ; заявитель ТЕНКИП ЗИММЕР ГМБХ— 10 с. : ил. — Текст : непосредственный.

14. Справочник химика: в шести томах/ Под ред. Б.П. Никольского. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – М.; Л.: Химия, 1966. – 1008-1072 с.

15. Справочник нефтехимика: в двух томах./ Под.ред. С.К. Огородникова. – Л.: Химия, 1978. – 496 с.: ил.

16. Технологический регламент производства полиамида цеха №78 ОАО «КуйбышевАзот».

17. Исаева В.И., Базаров Ю.М., Мизеровский Л.Н., Захаров Е.Ю., Колобков А.С. Низкотемпературная гидролитическая полимеризация капролактама. Синтез и переработка опытных партий полимера в комплексные нити. Хим. вол. 2011. № 1. С. 67-71.

18. Липин А.А., Липин А.Г., Кириллов Д.В. Моделирование процесса сушки и дефомеризации полиамида в аппарате с кипящим слоем. Изв. Вузов Химия и хим. технология, 2012. Т. 55. Вып. 2 с. 85.

19. Липин А.А., Липин А.Г., Баранников М.В. Кинетика

демономеризации полиамида-6 в токе инертного газа //Современные наукоемкие технологии. Региональное приложение. 2016. №2. С. 91-98.

20. Липин А.А. Расчет оборудования твердофазной стадии синтеза полиамида-6 / А.А. Липин, А.Г. Липин // Czasopismo techniczne. 2-М./2012. - ZESZYТ 6, ROK 109. - Wydawnictwo Politechniki Krakowskiej. - p.253-262.

21. Мизеровский, Л.Н. Твердофазный синтез полиамида-6 / Л.Н. Мизеровский, Ю.М. Базаров // Хим. волокна. - 2006. - № 4. - С. 40-48.

22. Мизеровский Л.Н., Смирнов И.Н. Кинетика твердофазной дополиконденсации демономеризованного поликапроамида//Хим. волокна. 2004. № 6. С. 11 -15.

23. Михайлин Ю.А. Термоустойчивые полимеры и полимерные материалы. СПб.: Профессия, 2006. С. 624.

24. Николаев А.Ф., Крыжановский А.В., Бурлов В.В. Технология полимерных материалов. СПб.: Профессия. 2008. 544 с.

25. 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.

26. Флореа О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии/ О. Флореа, О. Смигельский; под ред. С.З. Кагана. – М.: Химия, 1971. – 419 с.:ил.

27. Wevers M.G.M., Mathot V.B.F., Pijepers T.F.J. Full dissolution and crystallization of polyamide 6 and polyamide 4.6 in water and ethanol. Lecture notes in physics 2007 151-168 p.

28. Strong A.B. Fundamentals of Composite Manufacture. Materials and Application. SME. 2008. P. 683.

29. Van Krevelen D.V., Nijenhuis K. Properties of Polymers: Their Correlation with Chemical Structure; their Numerical Estimation and Prediction from Additive Group Contributions. Elsevier Science & Technology. Oxford, United Kingdom. 2009. P. 1031.

30. Water in Polymers. Editor Stanley P. Rowland. Washington. D. C. American Chemical Society. 1980. P. 555.
31. Y. Kojima, A. Usuki, M. Kawasumi, A. Okada, T. Kurauchi, O. Kamigaito, Synthesis of nylon-6-clay hybrid by montmorillonite intercalated with e-caprolactam, J. Polym. Sci. Part A: Polym. Chem. 31 (1993) 983-986p.
32. Lipin A. G., Lipin A.A., Wójtowicz R. On the possibility of using combined polymerization and drying in synthesis of polyacrylamide // Chemical Engineering Communications. Volume 206, 2019 - Issue 6. Pages 754-760.