

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

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Технологический расчет установки производства полиэтилентерефталата

Студент

Е.А. Дражина

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., доцент, Ю.Н. Орлов

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

Тольятти 2021

Аннотация

Тема выпускной квалификационной работы: Технологический расчет установки производства полиэтилентерефталата.

Целью выпускной квалификационной работы является расчёт материального и энергетического баланса производства полиэтилентерефталата, составление технологической схемы производства, а также расчёт и выбор переэтерификатора и конденсатора паров метанола для производства полиэтилентерефталата непрерывным способом.

Выпускная квалификационная работа состоит из введения, литературного обзора, расчетной части, заключения, списка используемых источников и трех приложений

Выпускная квалификационная работа изложена на 59 страницах, содержит 16 рисунков, 12 таблиц, использовано 22 литературных источников, в том числе 5 зарубежных.

В литературном обзоре рассмотрены основные свойства полиэтилентерефталата, история развития производства ПЭТФ, исходное сырье для производства, а также способы получения и предложена технологическая схема процесса получения полиэтилентерефталата непрерывным способом.

В расчётной части составлены схема потоков, рассчитаны материальный и энергетический балансы производства ПЭТФ, произведен расчет переэтерификатора и теплообменника-конденсатора паров метанола, а также определены их основные параметры, конструктивные размеры и сделаны чертежи основного вида данных аппаратов.

В заключении приведены основные выводы о проделанной работе.

Abstract

The topic of the final qualification work: Technological calculation of the plant for the production of polyethylene terephthalate.

The purpose of the final qualification work is to calculate the material and energy balance of the production of polyethylene terephthalate, to draw up a technological scheme of production, as well as to calculate and select a transesterifier and a methanol vapor condenser for the production of polyethylene terephthalate in a continuous way.

The final qualification work consists of an introduction, a literature review, a calculation part, a conclusion, a list of sources used, and three appendices

The final qualifying work is presented on 59 pages, contains 16 figures, 12 tables, 22 literary sources are used, including 5 foreign ones.

In the literature review, the main properties of polyethylene terephthalate, the history of the development of PET production, the initial raw material for production, as well as the methods of production are considered, and a technological scheme of the process of obtaining polyethylene terephthalate in a continuous way is proposed.

In the design part, a flow diagram is drawn up, the material and energy balances of PET production are calculated, the transesterifier and the heat exchanger-condenser of methanol vapor are calculated, and their main parameters, design dimensions are determined, and drawings of the main type of these devices are made.

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

Содержание

Перечень сокращений и обозначений.....	5
Введение.....	6
1. Литературный обзор.....	7
1.1 История развития производства полиэтилентерефталата.....	7
1.2 Основные сведения по структуре и свойствам полиэтилентерефталата	9
1.3 Исходное сырье и мономеры. Диметилтерефталат	11
1.4 Исходное сырье и мономеры. Этиленгликоль	12
1.5 Способы получения полиэтилентерефталата.....	13
1.6 Катализаторы переэтерификации	16
1.7 Соотношение исходных компонентов	18
1.8 Описание технологии производства	21
2 Расчетная часть.....	26
2.1 Расчет материального баланса.....	26
2.2 Расчет энергетического баланса	37
2.3 Расчёт основного аппарата.....	41
2.4 Расчет дополнительного оборудования	49
Заключение	58
Список используемых источников.....	59
Приложение А. Чертеж технологической схемы производства гранулята ПЭТФ	61
Приложение Б. Чертеж общего вида основного аппарата переэтерификатора	62
Приложение В. Чертеж общего вида дополнительного оборудования теплообменник-конденсатора паров метанола	63

Перечень сокращений и обозначений

В работе используют следующие сокращения и термины:

ПЭТФ	Полиэтилентерефталат
ДМТ	Диметилтерефталат
ЭГ	Этиленгликоль
ТФК	Терефталевая кислота
ДГТ	Диметилгликольтерефталат
ВОТ	Высокотемпературный органический теплоноситель

Введение

Производство полиэтилентерефталата за счет широкого применения занимает одно из лидирующее мест в мире по потреблению.

Отличительной чертой данного полимера является то, что он может находиться в аморфном и кристаллическом состояниях, при этом переход из одного состояния в другое проявляется достаточно четко.

Производство полиэтилентерефталата широко применяется в производстве волокон, пищевых плёнок и пластиков, представляющих одно из важнейших направлений в полимерной индустрии и смежных отраслях.

ПЭТФ пользуется большим спросом в мире, потому что данное сырье легко перерабатывается поэтому данное производство экономически выгодно.

Для получения ПЭТФ исходным сырьем являются диметилтерефталат (ДМТ) и этиленгликоль (ЭГ). Кроме этих веществ, при синтезе вводят катализаторы, термостабилизаторы, красители и пигменты, а также добавки, облегчающие процесс переработки полимера.

В качестве катализаторов в химической промышленности часто используют вещества, в состав которых входят: цинк, марганец, кобальт, свинец, кальций, магний, сурьма и оксид свинца.

Целью работы является технологический расчет установки производства полиэтилентерефталата производительность 40 тыс. тонн/год.

Задачи выпускной квалификационной работы:

- Рассмотреть процесс получения полиэтилентерефталата.
- Составить материальный баланс.
- Составить энергетический баланс.
- Произвести расчет основного и вспомогательного аппарата.
- Произвести расчёт дополнительного оборудования.
- Представить технологическую схему процесса, чертежи основного аппарата и дополнительного оборудования.

1 Литературный обзор

1.1 История развития производства полиэтилентерефталата

Полимеры кардинально изменили многие аспекты жизни человека с момента запуска их серийного промышленного производства. В 2013 году во всем мире было потреблено 235 миллионов тонн синтетических полимеров в таких важных секторах экономики, как электропромышленность, упаковочная промышленность, строительство и автомобилестроение [20].

Одним из широко применяемых полимеров является полиэтилентерефталат (ПЭТФ). По годовому объему производства ПЭТФ занимает второе место среди синтетических полимеров наравне с полипропиленом [18].

На рисунке 1 показан годовой мировой спрос на ПЭТФ.

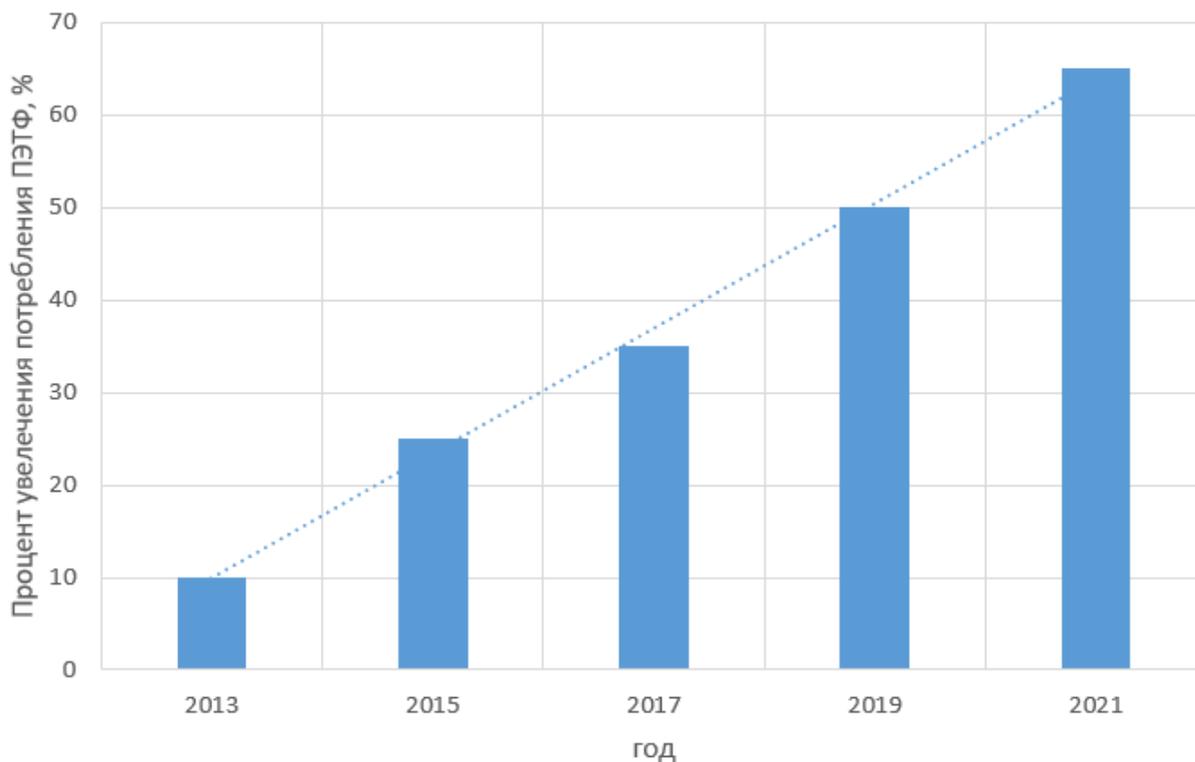


Рисунок 1 – Годовой мировой спрос на ПЭТФ с 1986 год до 2012 года

Первый шаг к синтезу ПЭТФ был сделан в 1928 году [2], [5]. Тогда начали исследовательскую деятельность по синтезу линейных алифатических полиэфиров. Но через некоторое время исследования этих полимерных соединений были прекращены, так как их нельзя было использовать для изготовления синтетических волокон из-за низких температур плавления и плохой гидролитической стойкости. В 1941 году Дж. Р. Уинфилд и Дж. Т. Диксон, когда искали замену шелку в компании British Calico Printers (позже ICI), определили ПЭТФ как хорошо волокнообразующий полимер [21].

Благодаря хорошим свойствам и приемлемой цене производство ПЭТФ-волокон стало более выгодным, чем любого другого синтетического волокна. Производство бутылок было представлено в 1973 году как новая область применения ПЭТФ [7].

ПЭТФ производится как партиями в малых масштабах, так и непрерывно на крупных заводах. В зависимости от условий процесса, применяемой технологии и желаемой марки ПЭТФ обычно производится в количестве от шести до десяти партий в день. Установки периодического действия часто проектируются как многоцелевые заводы, на которых производятся различные полиэфиры.

Огромный спрос на ПЭТФ является причиной создания постоянно действующих крупных заводов.

Упаковка для пищевых продуктов и напитков – это, безусловно, наиболее распространенное применение ПЭТФ, хотя он также используется для многих других бытовых и промышленных товаров. Соки и вода почти всегда хранятся в ПЭТФ-упаковке. Непищевые упаковки включают бутылки для шампуня и кондиционера, емкости для жидкого мыла и бутылки и другие.

Непотребительские товары включают компоненты оборудования для пищевой промышленности, поршни наполнителя, подшипники, изнашиваемые накладки, колеса и ролики. ПЭТФ также можно использовать

в текстильных изделиях, особенно в сочетании с такими материалами, как хлопок.

Прочный, прозрачный, легкий, ПЭТФ является лучшим вариантом для упаковки товаров, материалов и других применений, для которых требуется прочный, жесткий и легкий материал. ПЭТФ может безопасно взаимодействовать с пищевыми продуктами и напитками, не допуская попадания наружного воздуха, химикатов или жидкости, и он сохраняет все эти свойства в довольно широком диапазоне температур и условий.

ПЭТФ можно комбинировать с другими материалами для образования тонкой пленки или гибких полиэфирных тканей.

На сегодняшний день по данным статистики с 2013 года по 2021 год производство ПЭТФ возрастает. ПЭТФ является универсальным не только с точки зрения применения, но также универсален в том, что касается методов производства. ПЭТФ можно легко перерабатывать с помощью литья под давлением, экструзии, выдувного формования, термоформования и 3D-печати [1].

1.2 Основные сведения по структуре и свойствам полиэтилентерефталата

Полиэтилентерефталат (также называют терилен или лавсан) – это насыщенный жирноароматический полиэфир, имеющий следующее строение (рисунок 2):

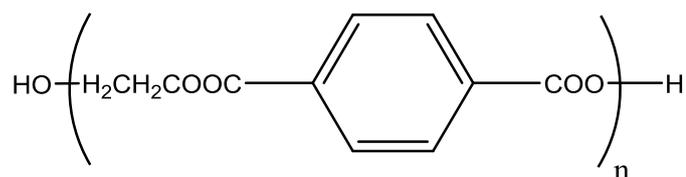


Рисунок 2 – Строение полиэтилентерефталата

На рисунке 3 показана структурная формула ПЭТФ:

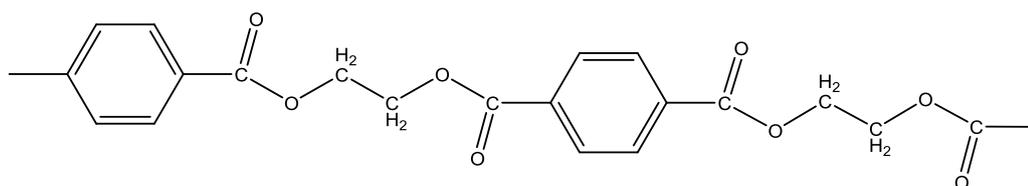


Рисунок 3 – Структурная формула ПЭТФ

ПЭТФ – это светло-кремовое, ближе к белому цвету вещество. Полиэтилентерефталат в органических растворителях (нитробензол, фенол, дифенил и другие органические жидкости) нерастворим [5].

ПЭТФ может находиться в аморфном состоянии, если расплав быстро охладить, также он может становиться прозрачным. Способен к кристаллизации (образование кристаллов начинается при 80 °С). При дальнейшем повышении температуры (от 80 °С до температуры плавления) скорость кристаллизации проходит через максимум [16].

В таблице 1 приведены основные свойства полиэтилентерефталата.

Таблица 1 – Основные свойства полиэтилентерефталата

Свойства		Обозначение	Единицы измерения	Значение
Плотность		ρ	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	1400
Температура плавления		$t_{\text{плав}}$	°С	260 – 270
Разрушающее напряжение	При растяжении	$\delta_{\text{р.р}}$	МПа	50 – 70
	При сжатии	$\delta_{\text{р.сж}}$	МПа	80 – 120
Модуль упругости		E	МПа	3,0
Ударная вязкость		$\mu_{\text{уд}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{м}^2}$	30
Водопоглощение за 24 ч		W	%	0,2
Морозостойкость		F	°С	-50
Теплостойкость		H	°С	135 – 145
Диэлектрическая проницаемость		ϵ	10^6 Гц	3,1
Электрическая прочность		$E_{\text{пр}}$	$\frac{\text{МВ}}{\text{м}}$	140 – 180

Сам ПЭТФ и сделанные из него изделия обладают хорошей химической стойкостью к действию фтористоводородной (HF), фосфорной (H_3PO_4), муравьиной (HCOOH), уксусной (H_3COOH) и щавелевой ($HOOC - COOH$) кислот даже при высоких температурах и концентрациях. Но воздействия серной (H_2SO_4), соляной (HCl) и азотной кислоты (HNO_3) разрушают ПЭТФ: наблюдается снижение прочности, повышается хрупкость и происходит выделение мономерной терефталевой кислоты [10].

1.3 Исходное сырье и мономеры. Диметилтерефталат

Для получения ПЭТФ исходным сырьем являются диметилтерефталат (ДМТ) и этиленгликоль (ЭГ). Кроме этих веществ, при синтезе вводят катализаторы, термостабилизаторы, красители и пигменты, а также добавки, облегчающие процесс переработки полимера.

Диметилтерефталат (чистый) поставляется в состоянии кристаллического порошка белого цвета. Товарная форма диметилтерефталата может быть двух видов: первый – это плоские чешуйки, получаемые при кристаллизации расплава на холодном барабане; второй – это крупные гранулы [13]. На рисунке 4 изображена структура диметилтерефталата.

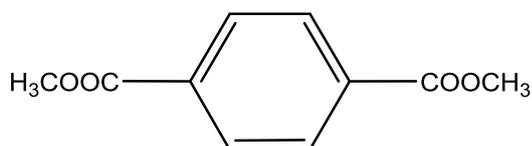


Рисунок 4 – Структура диметилтерефталата

Так как термостабильность ДМТ оказывает большое влияние, особое внимание этому показателю уделяется, если его перевозят в расплавленном виде, он хранится в резервуарах.

В расплавленном виде с увеличением времени увеличивается и кислотное число, проявляется это изменением цвета – пожелтением. Для термостабилизации ДМТ добавляют насыщенный спирт (C₁ – C₄), самой заметной эффективностью обладает метиловый спирт (CH₃OH) в потоке азота. Введение спирта стабилизирует хранение ДМТ при температуре 160 °С на протяжении недели, при этом не изменяется качество продукта.

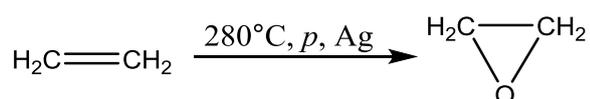
Температура вспышки паров составляет 146 °С. ДМТ в расплавленном состоянии может загореться [12].

Токсикологическое воздействие диметилтерефталата на организм человека проявляется в раздражении слизистой оболочки и кожи [12].

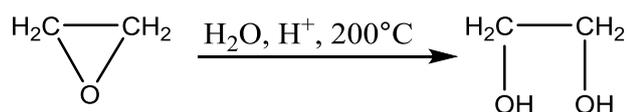
1.4 Исходное сырье и мономеры. Этиленгликоль

Этиленгликоль (ЭГ) – это бесцветное вещество, гигроскопичная жидкость, смешивается с водой, спиртами во всех соотношениях. Химическая формула ЭГ – HOCH₂CH₂OH.

Получают этиленгликоль окислением этилена с последующей гидратацией окиси этилена (рисунок 5).



а – окисление этилена



б – гидратация этиленоксида

Рисунок 5 - Получение этиленгликоля

ЭГ имеет температуру вспышки 120 °С, температура самовоспламенения 380 °С, является горючим веществом.

ЭГ является токсичным веществом, оказывает токсическое воздействие на организм человека, преимущественно на центральную нервную систему и почки.

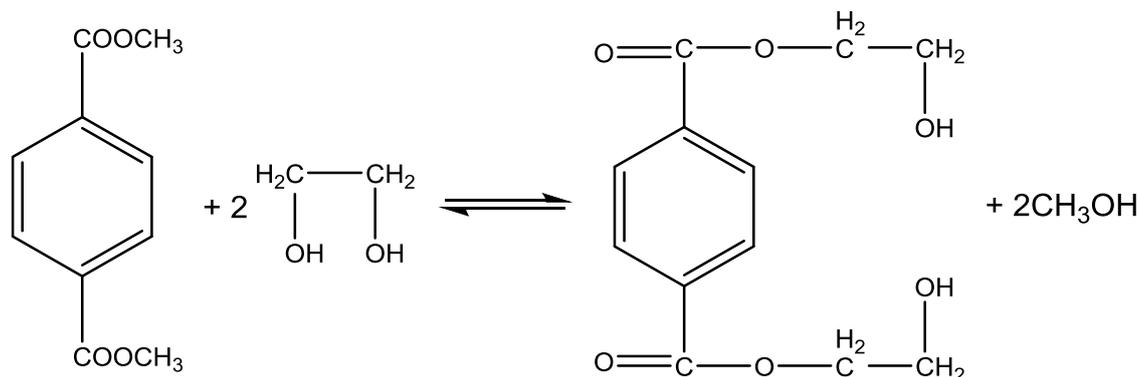
ЭГ проникает через кожу и легкие. Наиболее опасны ожоги горячим этиленгликолем, которые могут привести к тяжелому исходу. Поэтому особое внимание должно быть обращено на обеспечение безопасных условий работы при промывках реакторов и линий, снятии запорной арматуры с сосудов, где находился горячий ЭГ [8].

1.5 Способы получения полиэтилентерефталата

В промышленности ПЭТФ получают двумя способами.

– Переэтерификация диметилтерефталата этиленгликолем. Процесс производства ПЭТФ может быть представлен следующей схемой, включающей две стадии (рисунок 6):

а) переэтерификация диметилтерефталата этиленгликолем:



б) поликонденсация дигликольтерефталата:

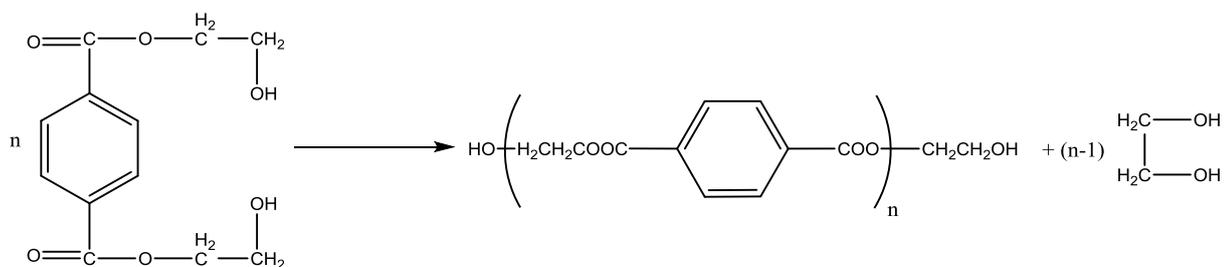


Рисунок 6 – Процесс производства ПЭТФ

Процесс характеризуется лёгкостью удаления образующегося в процессе синтеза низкомолекулярного продукта – метанола, посредством создания вакуума в системе [8].

– Прямое взаимодействие терефталевой кислоты и этиленгликоля:

Основной реакцией на первой стадии синтеза ПЭТФ является этерификация терефталевой кислоты (ТФК) этиленгликолем (ЭГ) (рисунок 7):

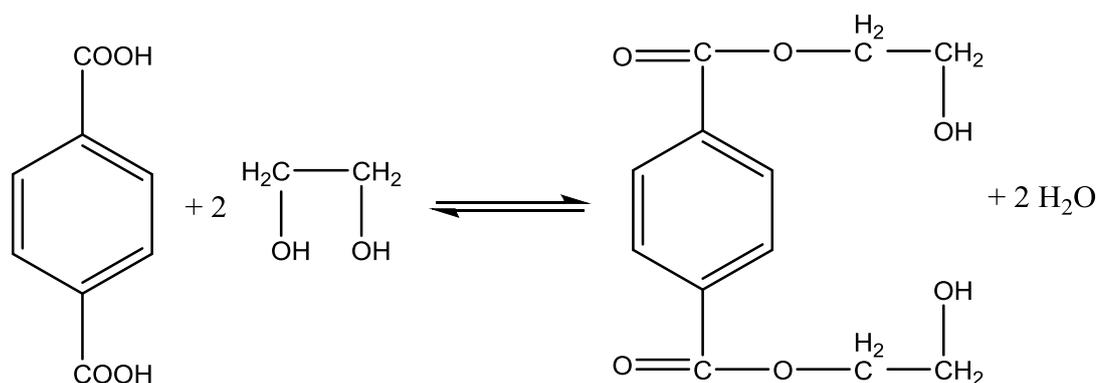


Рисунок 7 – Прямое взаимодействие терефталевой кислоты и этиленгликоля

Реакция обратима. Для смещения равновесия вправо процесс ведут в избытке ЭГ при непрерывном удалении паров реакционной воды. Реакция катализируется H^+ - ионами терефталевой кислоты и не требует дополнительных катализаторов.

На стадии этерификации в процесс вводится катализатор поликонденсации – триацетат сурьмы (SbAc_3), а в конце ее – термостабилизатор H_3PO_4 .

Реакция поликонденсации протекает по схеме (рисунок 8):

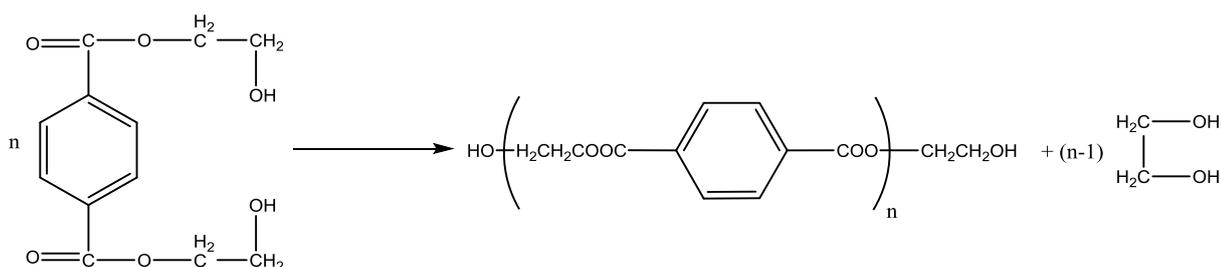


Рисунок 8 – Реакция поликонденсации

Реакция также является обратимой, и для смещения равновесия в сторону образования ПЭТФ необходимо быстро и эффективно удалять из зоны реакции образующийся ЭГ. Для этого поликонденсацию проводят в глубоком вакууме. Для удаления реакционного ЭГ используется поток

инертного газа – азота. Поскольку реакция осуществляется при относительно невысоких температурах, и в твердой фазе ее скорость определяется процессом диффузии ЭГ на поверхность гранул, то требуются значительные времена пребывания и высокий расход инертного газа.

Рассматривая данные способы получения можно сделать вывод, что первый способ является экономически выгодным. Для синтеза ПЭТФ вторым способом необходима чистая (99,97 %) терефталевая кислота и процесс является затруднительным [11].

1.6 Катализаторы переэтерификации

Для реакции переэтерификации необходим катализатор, поскольку без него она практически не идет.

В качестве катализаторов в данной реакции используют вещества различного характера.

В ходе процесса переэтерификации происходит отрыв протона от катализатора и его присоединение к одному из реагентов. Это обусловлено промежуточным кислотно-основным взаимодействием катализатора с реагентами реакции. Впоследствии происходит восстановление свойств катализатора за счёт возвращения отщеплённого от него протона [9].

В качестве катализаторов в химической промышленности часто используют вещества, в состав которых входят: цинк, марганец, кобальт, свинец, кальций, магний, сурьма и оксид свинца.

Согласно исследованиям, наибольшей активностью (по массе) обладают: ацетат цинка, кобальта и марганца, а также хлориды цинка и кобальта, как показано на рисунке 9.

Ещё выше активность у смешанных катализаторов на основе входящих в их состав 4 – 6 компонентов. Примером такого катализаторы является ацетат марганца и кобальта, в смеси с окисными соединениями бора и сурьмы, а также растворимых соединений титана [9].

Следует отметить, что многокомпонентные катализаторы практически в равной степени способствуют ускорению процесса переэтерификации.

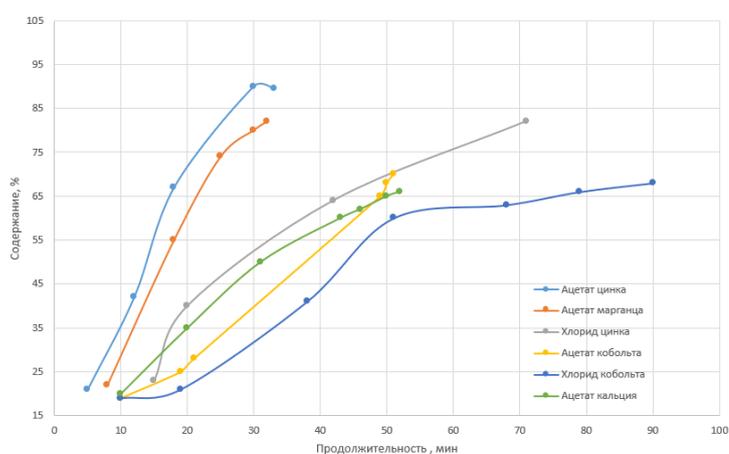


Рисунок 9 – Зависимость продолжительности переэтерификации от типа катализатора

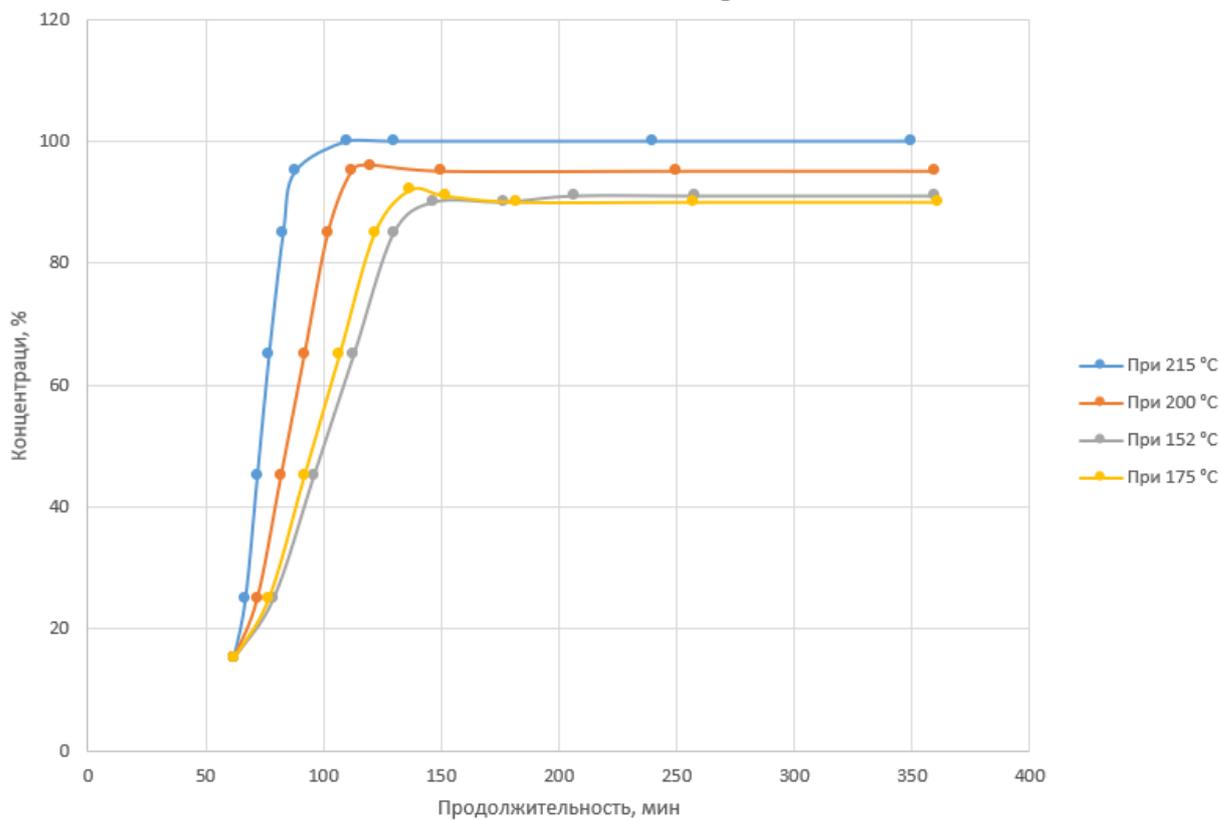


Рисунок 10 – Кинетика переэтерификации при различных температурах с катализатором Zn(OAc)₂+PbO (0,2 % от ДМТ)

На рисунке 10 приведены кинетические кривые, описывающие ход переэтерификации в присутствии смешанного катализатора при различных температурах. В состав катализатора входит ацетат цинка и окись свинца. Можно наблюдать, что реакция переэтерификации начинается при 150 °С, а при достижении 200 °С степень конверсии доходит до максимума [14].

1.7 Соотношение исходных компонентов

Исходное соотношение ЭГ и диметилтерефталата оказывает значительное влияние на завершенность переэтерификации.

Для полного завершения реакции переэтерификации требуется введение ЭГ и ДМТ в соотношении 2:1, соответственно 2 моля ЭГ и 1 моль диметилтерефталата.

Иначе непрореагировавшие метоксиэфирные группы будут ограничивать рост цепи при поликонденсации, оставаясь в виде концевых групп. На рисунке 11 видно, что в данных условиях реакция не доходит до конца, при этом во всех случаях выделяется 85 – 90 % метилового спирта [7,9].

Не полностью переэтерифицированные продукты были подвергнуты поликонденсации под вакуумом, в результате чего получили полимеры с достаточно высокой молекулярной массой [17].

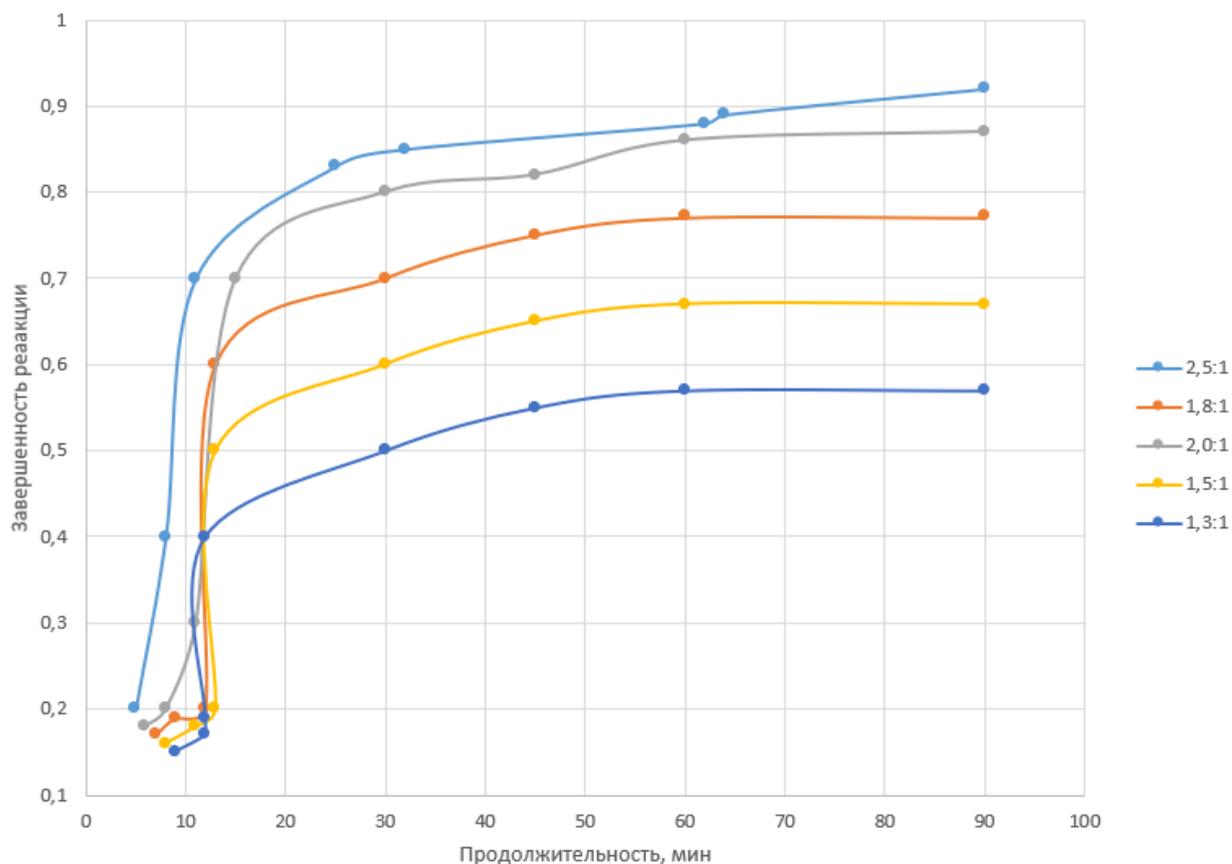


Рисунок 11 – Кинетика переэтерификации при различных соотношениях ЭГ: ДМТ (моль/моль)

В условиях поликонденсации выделяющийся ЭГ благодаря высокой и все растущей вязкости расплава и несмотря на высокую температуру, вакуум и перемешивание, не может удаляться сразу из сферы реакции, а должен участвовать в акте переэтерификации неоднократно. Все же наблюдалось некоторое снижение молекулярной массы полимера, полученного поликонденсацией не полностью переэтерифицированного продукта, что и видно из рисунка 12 [3], [7].

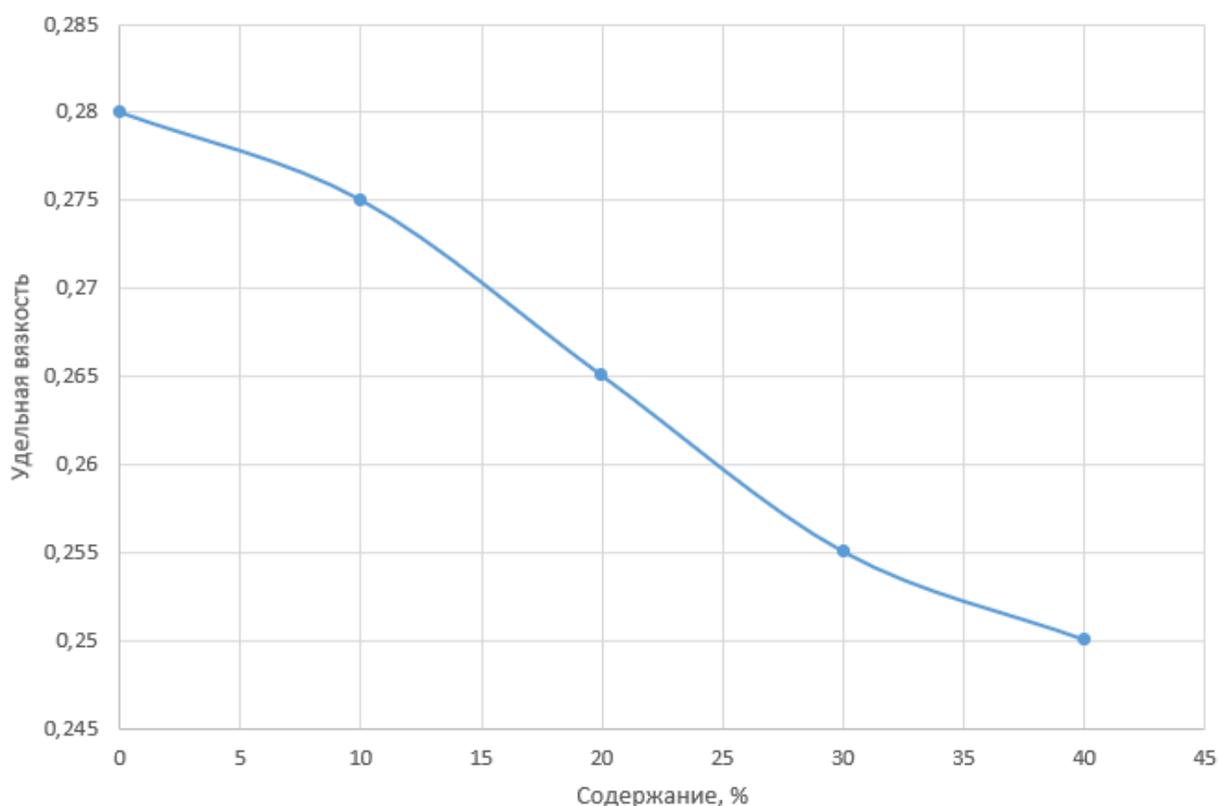


Рисунок 12 – Удельная вязкость раствора полимера, полученного из не полностью переэтерифицированного продукта, в трикрезоле

Поликонденсация дигликольтерефталата с гликольметилтерефталатом проводилась в присутствии ацетата марганца. Концевыми группами поликонденсирующейся системы были метоксигруппы. Было установлено, что в присутствии метоксигрупп постепенно понижается скорость роста молекулярной массы, хотя вязкость еще остается весьма низкой. Это не отрицает возможность переэтерификации метиловых эфиров и эфиров гликоля, но доказывает тормозящее действие метоксигрупп.

При объяснении этого явления с кинетических позиций было показано, что скорость переэтерификации между двумя оксиэтиловыми эфирными группами выше, чем скорость переэтерификации между метоксигруппой и оксиэтилэфирными группами.

Поэтому в результате более быстрого понижения содержания более активных оксиэтиловых эфирных групп, выполняющих двойную функцию

спиртового и эфирного компонента, происходит относительное обогащение реакционной смеси метиловыми эфирными группами, реагирующими лишь как эфир, т. е. соотношение между ними смещается.

Это и приводит к постепенному понижению скорости поликонденсации. Газохроматографическим анализом удалось показать наличие большого числа метоксигрупп в поликонденсированных модельных системах [19], [22].

1.8 Описание технологии производства

Диметилтерефталат доставляют железнодорожными цистернами для сыпучих компонентов и пневмотранспортом загружают в силос хранения, откуда он подаётся в дозатор и затем в пастосмеситель.

Этиленгликоль доставляют железнодорожными цистернами для жидких компонентов, откуда его выгружают с помощью насоса в хранилище. Далее часть самотеком поступает в дозатор и пастосмеситель, а часть центробежным насосом подается в емкость для приготовления раствора стабилизатора и в емкость для приготовления катализатора, куда поступают из хранилищ стабилизатор и катализатор соответственно. Из ёмкости раствор стабилизатора поступает на позицию в дозатор и в переэтерификатор, а катализатор через дозатор в пастосмеситель.

Приготовление пасты введется в токе инертного газа (азота) при температуре 60 °С в течение 30 минут. Затем пастонасосом смесь подается на позицию в переэтерификатор. Реакция переэтерификации осуществляется в аппарате при (140 – 210 °С) в токе инертного газа в присутствии катализатора H_3PO_4 . Этот процесс сопровождается выделением метанола и этиленгликоля, которые поступают в ректификационную колонну для разделения и затем реакционный ЭГ возвращается в цикл, а метанол поступает в теплообменник, емкость флегмы и на очистку. Переэтерификатор имеет рубашку, обогреваемую ВОТ, и быстроходную мешалку. Образующийся в ходе

процесса переэтерификации ДГТ идет на фильтр и насосом подается в предполиконденсатор.

На стадии предполиконденсации осуществляется процесс образования олигомеров и увеличение их молекулярной массы. Реакция проводится при повышенной температуре (210 – 250 °С) и остаточном давлении около 1,5 кПа. Степень поликонденсации регулируется изменением вакуума, температуры и времени пребывания.

На стадии предполиконденсации эфир поликонденсируется в низкомолекулярный ПЭТФ. С целью увеличения времени пребывания продукта в зоне реакции аппарат секционирован. ДГТ со стадии переэтерификации поступает в I зону реактора, где нагревается до температуры реакции встроенным змеевиком с жидким ВОТ, затем по переливу – во II зону, где завершается стадия реакции в режиме, близком к идеальному вытеснению (без перемешивания). В III зоне, где вязкость продукта заметно возрастает, процесс предполиконденсации завершается при интенсивном перемешивании.

Продуктопроводы, насосы и фильтры переэтерификата, а также змеевики предполиконденсатора обогреваются жидким теплоносителем - сантотермом-66. Паровые линии и рубашки реактора – парами динила.

За счет разницы давлений (глубина вакуума и геометрическое расположение) низкомолекулярный полимер подается на стадию окончательной поликонденсации в горизонтальный секционированный дисковый реактор (58,5 м³).

Для получения высоковязкого полимера поликонденсация осуществляется в глубоком вакууме (0,09 кПа) при температуре 279 – 283 °С. С целью увеличения поверхности обмена реактор оснащен роторной мешалкой с установленными на ней кольцевыми дисками. Образующаяся при перемешивании тонкая пленка полимера способствует процессам массо- и теплообмена, определяющим скорость и глубину реакции и качество

получаемого полимера. Вязкость продукта регулируется путем изменения вакуума при постоянстве скорости мешалки и времени пребывания.

Пары реакционного ЭГ отсасываются из реактора вакуумной системой. Дискový реактор и продуктопроводы обогреваются жидким теплоносителем, паровые линии – парами динила.

Продукт из дискового реактора с помощью шестеренных выгрузных насосов через фильтры полимера направляется на гранулирование.

Непрерывная фильтрация расплава осуществляется на фильтрах со свечами из многослойных металлических сеток. Пропускающая способность фильтрматериала – 40 мкм. Из двух фильтров в работе постоянно находится один, второй – в горячем резерве. Постоянно осуществляется контроль давления расплава на входе и на выходе фильтра. При достижении на фильтре перепада давления в 8 МПа переходят на резервный. Загрязненные фильтровставки извлекаются из корпуса фильтра и направляются на установку очистки фильтров.

После фильтрации расплав полимера подается на литьевую головку подводного гранулятора. Расплав полимера из фильеры (80 отверстий) падает на направляющую плиту, орошаемую водой. После небольшой вытяжки под слоем воды жилки полимера в пластичном состоянии поступают на резательное устройство.

Полученный гранулят транспортируется к сушилке в потоке воды (зона доохлаждения). Перед входом в сушилку потоки гранулята и транспортирующей воды разделяются на сетке, при этом отделяется большая часть воды (до 95 %). Вода возвращается в емкость деминерализованной воды, снабженную ленточным фильтром непрерывного действия, охлаждается в циркуляционном контуре и возвращается на гранулирование.

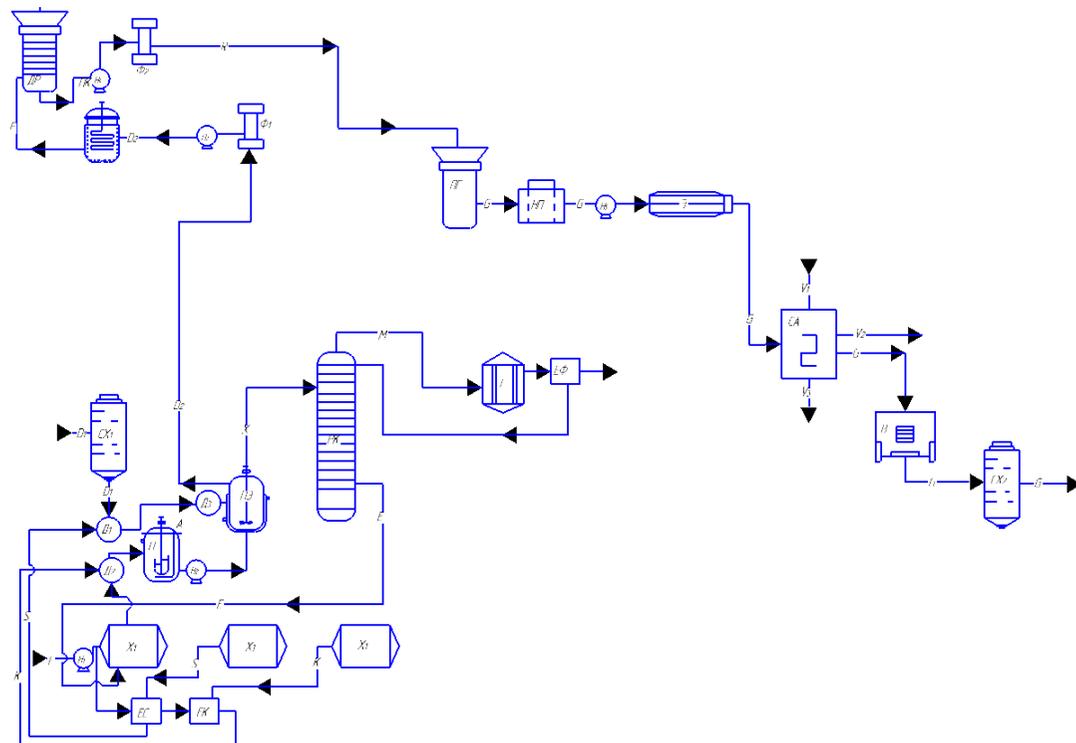
Окончательная сушка гранулята осуществляется в сушилке в потоке воздуха. Воздух в сушилке нагнетается газодувками. Гранулят транспортируется воздухом по сушилке, которая состоит из трех транспортных каналов. В днищах каналов предусмотрены отверстия для

выхода воздуха, при этом осуществляется отдувка удерживаемой на поверхности гранулята влаги. Транспортирующие каналы соединяются сетчатыми коленами, которые способствуют удалению влаги за счет динамического удара гранул о препятствие. Этот процесс по ходу гранулята в сушилке повторяется троекратно. Часть поверхностной влаги, которую невозможно отделить механически, испаряется при низкой температуре большим избытком транспортирующего воздуха.

Процесс сушки достаточно эффективен и при небольшом времени пребывания позволяет получить гранулят с остаточной влажностью не более 0,3 % (масс.). Влажный воздух из сушилки выбрасывается в атмосферу, гранулят поступает на вибросито, на котором происходит отделение гранул большого размера (непрорезы, склейки), затем поступает в силос хранения гранулята [6], [11].

На рисунке 13 и в приложение А изображена технологическая схема производства гранулята ПЭТФ.

Вывод: В литературном обзоре были рассмотрены основные свойства ПЭТФ, история развития производства ПЭТФ исходное сырье для производства, а также способы получения и предложена технологическая схема процесса получения полиэтилентерефталата непрерывным способом.



Условное обозначение потоков: D₁ – диметилтерефталат; E – этиленгликоль; K – катализатор; S – стабилизатор; A – азот; X – смесь этиленгликоля и этанола; V₁ – воздух; D₂ – дигликольтерефталат; V₂ – влажный воздух; V₃ – вода; M – метанол; F – низкомолекулярный ПЭТФ; R – расплав ПЭТФ; G – гранулят ПЭТФ.

Наименование аппаратов: CX-1, CX-2 – силос хранения; Д-1, Д-2, Д-3 – дозатор; П-пастомеситель; Н-1, Н-2, Н-3, Н-4, Н-5 – насос; X-1, X-2, X-3 – хранилище; ЕК – емкость для приготовления раствора катализатора; ЕС - емкость для приготовления раствора стабилизатора; ПЭ – перэтерификатор; РК- ректификационная колонна; Т- теплообменник; ЕФ – емкость флегмы; Ф-1, Ф-2 – фильтр; ПК- предполиконденсатор; ДР – горизонтальный секционный дисковый реактор; ПГ – подводный гранулят; НП – направляющая плита; Э – экструдер; СА – сушильный аппарат; В- вибросито.

Рисунок 13 – Технологическая схема производства гранулята ПЭТФ

2 Расчетная часть

2.1 Расчет материального баланса

Для расчета материального баланса были приняты исходные данные:

- Производительность ПЭТФ $G_{\text{год}} = 40\,000$ т/год;
- Количество дней работы установки $\Pi = 330$ дней;
- Потери по стадиям производства приведены в таблице 2.

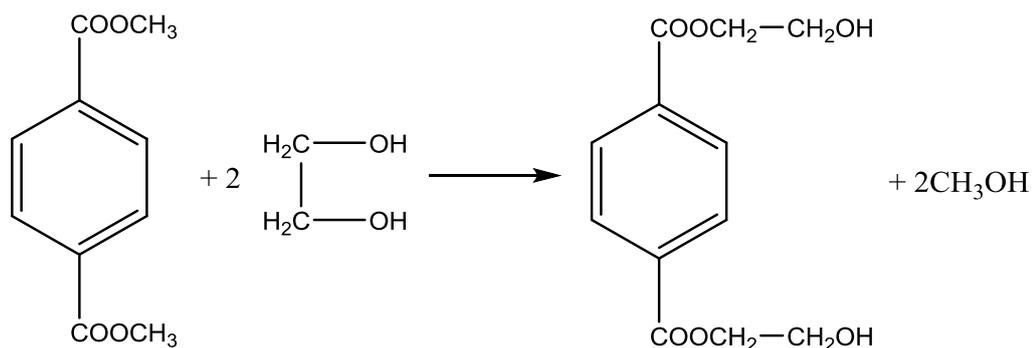
Таблица 2 - Потери по стадиям производства

Потери	Количество, %
Транспортные потери, подготовка сырья	0,5
Переэтерификация	0,1
Предварительная поликонденсация	0,2
Окончательная поликонденсация	0,2
Грануляция и вспомогательные операции	1
Твердофазная поликонденсация	0,1
Упаковка и складирование	0,5
Σ	2,6

- Диметилтерефталат – 80 массовых частей
- Этиленгликоль – 100 массовых частей
- Катализатор – 0,01 массовых частей

Исходя из реакции получения ПЭТФ (рисунок 14) была составлена схема материальных потоков (рисунок 15).

Перезтерификация



Поликонденсация

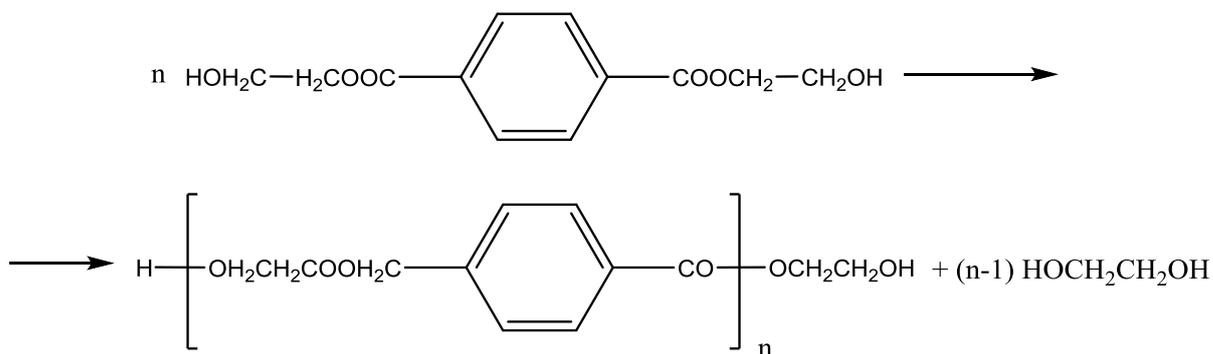


Рисунок 14 – Реакции перезтерификации и поликонденсации



Рисунок 15 – Схема материальных потоков

Произведем расчет материального баланса производства ПЭТФ:

1. Рассчитаем суточную производительность без учета потерь:

$$G_1 = \frac{G_{\text{ГОД}}}{\Pi}, \text{ кг/сут} \quad (1)$$

где $G_{\text{ГОД}}$ – годовая мощность производства, кг/год;

Π – годовой фонд времени работы, дней.

$$G_1 = \frac{40000000}{330} = 121212,12 \text{ кг/сут}$$

2. Рассчитаем суточную производительность с учетом потерь:

$$G_2 = \frac{G_1}{1 - \frac{A}{100}}, \text{ кг/сут} \quad (2)$$

где A – сумма процентов потерь по всем стадиям производства;

$$G_2 = \frac{121212,12}{1 - \frac{2,6}{100}} = 124447,76 \text{ кг/сут}$$

3. Рассчитаем суточные потери производства ПЭТФ:

$$\Pi = G_2 - G_1, \text{ кг/сут} \quad (3)$$

$$\Pi = 124447,76 - 121212,12 = 3235,64 \text{ кг/сут}$$

4. Найдем суточные потери по стадиям производства по формуле:

$$\Pi = \sum_{i=1}^N \Pi_i \quad (4)$$

где Π_i – потери на стадии,

$$П_i = П \cdot \frac{\alpha_i}{A} \quad (5)$$

где α_i – проценты потерь на стадии.

5. Рассчитаем транспортные потери, подготовка сырья:

$$П_1 = 3235,64 \cdot \frac{0,5}{2,6} = 622,24 \text{ кг/сут}$$

6. Рассчитаем потери на стадии переэтерификации:

$$П_2 = 3235,64 \cdot \frac{0,1}{2,6} = 124,45 \text{ кг/сут}$$

7. Рассчитаем потери на стадии предварительной поликонденсации:

$$П_3 = 3235,64 \cdot \frac{0,2}{2,6} = 248,89 \text{ кг/сут}$$

8. Рассчитаем потери на стадии окончательной поликонденсации:

$$П_4 = 3235,64 \cdot \frac{0,2}{2,6} = 248,89 \text{ кг/сут}$$

9. Рассчитаем потери на стадии грануляции и вспомогательные операции:

$$П_5 = 3235,64 \cdot \frac{1}{2,6} = 1244,48 \text{ кг/сут}$$

10. Рассчитаем потери на стадии твердофазной поликонденсации:

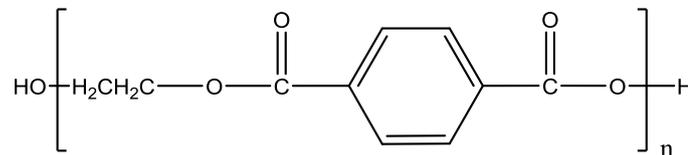
$$П_6 = 3235,64 \cdot \frac{0,1}{2,6} = 124,45 \text{ кг/сут}$$

11. Рассчитаем потери на стадии упаковки и складирования:

$$П_7 = 3235,64 \cdot \frac{0,5}{2,6} = 622,24 \text{ кг/сут}$$

12. Определим количество вещества получаемых в сутки:

Молекулярная масса одного мономерного звена $M_{\text{мон}} = 192 \text{ г/моль}$.



Количество молей звеньев, получаемых в сутки, определяем по формуле:

$$n_{\text{мон}} = \frac{G_1}{M_{\text{мон}}}, \quad (6)$$

$$n_{\text{мон}} = \frac{121212,12}{192} = 631,31 \text{ кмоль/сут}$$

13. С учетом всех потерь, определяем по формуле:

$$n_{\text{мон}}^{\text{П}} = \frac{n_{\text{мон}}}{1 - \frac{A}{100}}, \quad (7)$$

где $n_{\text{мон}}^{\text{П}}$ – количество полиэтилентерефталата с учетом потерь.

$$n_{\text{мон}}^{\text{П}} = \frac{631,31}{1 - \frac{2,6}{100}} = 648,16 \text{ кмоль/сут}$$

14. Процесс получения ПЭТФ протекает в две стадии.

Если количество ПЭТФ $n_{\text{мон}}^{\text{П}} = 648,16$ кмоль/сут, то исходя из стехиометрических коэффициентов в уравнении реакции количество диметилтерефталата тоже будет равняться $n_{\text{ДМТ}} = 648,16$ кмоль/сут с учетом всех потерь.

15. Рассчитаем расход:

$$G = n \cdot M, \text{ кг/сут} \quad (8)$$

$$n = \frac{G}{M}, \text{ кмоль/сут}$$

где n – количество вещества, кмоль/сут; M – молекулярная масса, кг/кмоль (194 кг/кмоль).

16. Рассчитаем приход ДМТ с учетом всех потерь:

$$G_{\text{ДМТ}} = 648,16 \cdot 194 = 125743,04 \text{ кг/сут}$$

17. Определим пропорцией суточный расход этиленгликоля и катализатора из заданных соотношений:

– ДМТ – 80 – 125743 кг/сут

– Этиленгликоль – 100 – $G_{\text{ЭГ}}$ кг/сут

– Катализатор – 0,01 – $G_{\text{Кат}}$ кг/сут

$$G_{\text{ЭГ}} = \frac{100 \cdot 125743,04}{80} = 157178,8 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{Кат}} = \frac{0,01 \cdot 125743,04}{80} = 15,72 \text{ кг/сут}$$

18. Определим расход с учетом потерь:

$$G_{\text{ДМТ}} = 125743,04 \cdot 0,999 = 125617,29 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ЭГ}} = 157178,8 \cdot 0,999 = 157021,62 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{Кат}} = 15,72 \cdot 0,999 = 15,70 \text{ кг/сут}$$

19. Определим потери:

$$G_{\text{потери}} = (G_{\text{ДМТ, приход}} - G_{\text{ДМТ, расход}}) + (G_{\text{ЭГ, приход}} - G_{\text{ЭГ, расход}}) + (G_{\text{Кат, приход}} - G_{\text{Кат, расход}}) \quad (9)$$

$$G_{\text{потери}} = (125743,04 - 125617,29) + (157178,8 - 156960,62) + (15,72 - 15,70) = 282,65 \text{ кг/сут}$$

Рассмотрим материальные балансы по каждой стадии.

Таблица 3 – Подготовка, хранение и транспортировка сырья

Сырьё	Приход, кг/сут	Расход кг/сут
ДМТ	125743,04	125617,29
ЭГ	157178,8	157021,62
Катализатор	15,70	15,70
Потери	-	282,65
Σ	282937	282937

Стадия переэтерификации:

20. Аналогично по формулам и уравнению реакции переэтерификации, найдем:

$$n_{\text{ДМТ}}^{\text{перезт}} = \frac{125617,29}{194} = 647,51 \text{ кмоль/сут}$$

$$G_{\text{метанол}}^{\text{перезт}} = 647,51 \cdot 2 \times 32 = 41440,76 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ЭГ}}^{\text{перезт}} = 647,51 \cdot 2 \times 62 = 80291,46 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ДГТ}}^{\text{перезт}} = 647,51 \cdot 254 = 164467,54 \text{ кг/сут}$$

21. Определим расход:

$$G_{\text{ЭГ}}^{\text{перезт}} = 157021,62 - 80291,46 = 76730,16 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{метанол}}^{\text{перезт}} = 41440,76 \cdot 0,999 = 41399,32 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ДГТ}}^{\text{перезт}} = 164467,54 \cdot 0,999 = 164303,07 \text{ кг/сут}$$

22. Определим потери:

$$G_{\text{потери}} = (41440,76 - 41399,32) + (164467,54 - 164303,07) = 205,15 \text{ кг/сут}$$

Таблица 4 – Перезэтерификация

Сырьё	Приход, кг/сут	Расход кг/сут
ДМТ	125617,29	-
ЭГ	157021,62	76730,16
Катализатор	15,70	15,70
Метанол	-	41399,32
ДГТ	-	164303,07
Потери	-	205,75
Σ	282654	282654

23. Определим расход этиленгликоля, пошедшего на циркуляцию:

$$G_{\text{ЭГ}}^{\text{перезт}} = 157021,62 - 80291,46 = 76730,16 \text{ кг/сут}$$

Стадия предварительной поликонденсации:

24. По формулам и уравнению реакции переэтерификации найдем количество вещества ДМТ:

$$n_{\text{ДМТ}}^{\text{перезт}} = \frac{164303,07}{254} = 646,86 \text{ кмоль/сут}$$

25. Рассчитаем количество ЭГ и ПЭТФ:

$$G_{\text{ЭГ}}^{\text{ПК}} = 646,86 \cdot 62 = 40105,32 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ПТФ}}^{\text{ПК}} = 646,86 \cdot 192 = 124197,12 \text{ кг/сут}$$

26. Рассчитаем потери ЭГ и ПЭТФ:

$$G_{\text{ЭГ}}^{\text{ПК}} = 40105,32 \cdot 0,002 = 80,21 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ПТФ}}^{\text{ПК}} = 124197,12 \cdot 0,002 = 248,39 \text{ кг/сут}$$

27. Рассчитаем общие потери ЭГ и ПЭТФ:

$$G_{\text{потери}} = 80,21 + 248,39 = 328,6 \text{ кг/сут}$$

28. Рассчитаем расход стадии предварительной поликонденсации:

$$G_{\text{ЭГ}}^{\text{ПК}} = 40105,32 - 80,21 = 40025,11 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ПТФ}}^{\text{ПК}} = 124197,12 - 248,39 = 123948,73 \text{ кг/сут}$$

Таблица 5 – Предварительная поликонденсация

Сырье	Приход кг/сут	Расход кг/сут
ДГТ	164303,07	-
ПЭТФ	-	123948,73
ЭГ	-	40025,11
Потери	-	328,6
Σ	164303	164303

Стадия окончательной поликонденсация:

29. Определим потери на данной стадии:

$$G_{\text{ПЭТФ}} = 123948,73 \cdot 0,002 = 247,89 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ЭГ}} = 40025,11 \cdot 0,002 = 80,05 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{потери}} = 80,05 + 247,89 = 327,94 \text{ кг/сут}$$

30. Определим расход стадии:

$$G_{\text{ПЭТФ}} = 123948,73 - 247,89 = 123700,84 \text{ кг/сут}$$

$$G_{\text{ЭГ}} = 40025,11 - 80,05 = 39945,06 \text{ кг/сут}$$

Таблица 6 - Окончательная поликонденсация

Сырье	Приход кг/сут	Расход кг/сут
ПЭТФ	123948,73	123700,84
ЭГ	40025,11	39945,06
Потери	-	327,94
Σ	163973,84	163973,84

Стадия грануляции и вспомогательные операции:

31. Определим потери на данной стадии ПЭТФ:

$$G_{\text{ПЭТФ}} = 123700,84 \cdot 0,01 = 1237,008 \text{ кг/сут}$$

32. Определим расход на данной стадии ПЭТФ:

$$G_{\text{ПЭТФ}} = 123700,84 - 1237,008 = 122\,463,8 \text{ кг/сут}$$

Таблица 7 – Грануляция и вспомогательные операции

Компонент	Приход, кг/сут	Расход кг/сут
ПЭТФ	123700,84	122463,8
Потери	-	1237,008
Итого:	123701	123701

Стадия твердофазной поликонденсации:

33. Определим потери на данной стадии ПЭТФ:

$$G_{\text{ПЭТФ}} = 122463,8 \cdot 0,001 = 122,46 \text{ кг/сут}$$

34. Определим расход на данной стадии ПЭТФ:

$$G_{\text{ПЭТФ}} = 122463,8 - 122,46 = 122341,34 \text{ кг/сут}$$

Таблица 8 – Твердофазная поликонденсация

Компонент	Приход, кг/сут	Расход, кг/сут
ПЭТФ	122463,8	122341,34
Потери	-	122,46
Итого:	122463,8	122463,8

Таблица 9 – Материальный баланс процесса

Приход				Расход			
Компонент	кг/сут	кг/ч	%	Компонент	кг/сут	кг/ч	%
ДМТ	125743,04	5 239,29	44,44	ПЭТФ	122341,34	5 097,56	43,24
ЭГ	157178,8	6 549,12	55,55	ЭГ	116 675,22	4 861,47	41,24
Катализатор	15,70	0,65	0,01	Метиловый спирт	41399,32	1 724,97	14,63
-	-	-	-	Потери	2520,108	105,01	0,89
Итого	282936,78	11 789,03	100	Итого	282936,78	11 789,03	100

Вывод: В ходе расчёта материального баланса производства полиэтилентерефталата производительность 40 тыс. тонн/год были определены необходимые количества загружаемого сырья: диметилтерефталата в количестве 5239,29 кг/ч, этиленгликоля 6549,12 кг/ч и катализатора 0,65 кг/ч, также определены были производственные потери на каждой стадии, а также количества веществ возвращающихся обратно в производственный цикл.

2.2 Расчет энергетического баланса

Для расчета энергетического баланса воспользуемся данными материальных расчетов:

– $G_{ДГТ}^{ПК} = 125617,29$ кг/сут - расход ДГТ, который поступает на предполиконденсацию;

– $G_{ПЭТФ}^{ПКп} = 123948,73$ кг/сут - ПЭТФ, который образуется на стадии предполиконденсации с учетом потерь;

– $G_{ЭГ}^{ПКп} = 40025,11$ кг/сут - этиленгликоль, образующийся на стадии окончательная поликонденсации с учетом потерь.

– $T_{нач.р.м.}$ – начальная температура реакционной массы, равная 250 °С;

– $T_{кон.р.м.}$ – конечная температура реакционной массы, равная 270 °С.

Теплоёмкость веществ [15]:

$$- C_{дгг} = 2,093 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$$

$$- C_{зг} = 3,56 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$$

$$- C_{пэтф} = 2,022 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$$

На рисунке 16 представлена схема тепловых потоков.

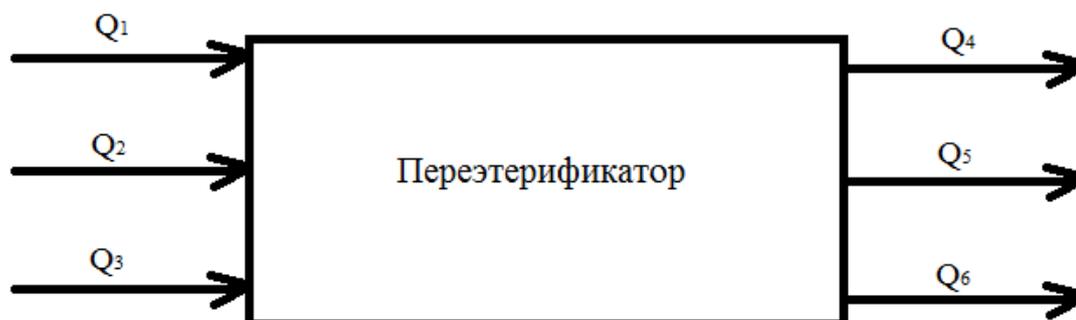


Рисунок 16 – Схема тепловых потоков

Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad (10)$$

где Q_1 – теплота, вносимая в аппарат перерабатываемыми веществами, кДж/ч;

Q_2 – теплота, отдаваемая теплоносителем аппарату и перерабатываемым веществам, кДж/ч;

Q_3 – тепловой эффект процесса, кДж/ч;

Q_4 – теплота, уносимая из аппарата продуктами реакции, кДж/ч;

Q_5 – теплота, необходимая для нагрева материала до температуры реакции, кДж/ч;

Q_6 – теплота, теряемая аппаратом в окружающую среду, кДж/ч.

1. Рассчитаем теплоту, вносимую в аппарат перерабатываемыми веществами:

$$Q_1 = G \cdot C \cdot T, \text{ кДж/час} \quad (11)$$

где G – расход вещества, кг/час;

C – теплоемкость вещества, кДж/(кг·град);

T – температура вещества, °С.

$$Q_1 = \frac{G_{\text{ДГТ}}^{\text{ПК}} \cdot C_{\text{ДГТ}} \cdot T}{24} \quad (12)$$

$$Q_1 = \frac{125617,29 \cdot 2,093 \cdot 250}{24} = 2738718,63 \text{ кДж/час}$$

2. Рассчитаем тепловой эффект процесса:

$$Q_3 = \frac{q_p \cdot N}{24}, \quad (13)$$

где q_p – молярный тепловой эффект химической реакции, составляет 34,5 кДж/моль;

N – число молей реагирующего вещества.

Если количество ПЭТФ $n_{\text{МОН}}^{\text{П}} = 648,16$ кмоль/сут, то исходя из стехиометрических коэффициентов в уравнении реакции, количество диметилтерефталата тоже будет равняться $n_{\text{ДМТ}} = 648,16$ кмоль/сут с учетом всех потерь.

$$Q_3 = \frac{34,5 \cdot 648,16}{24} = 931730 \text{ кДж/час}$$

4. Рассчитаем теплоту, уносимую из аппарата продуктами реакции:

$$Q_4 = \sum(G \cdot C \cdot T) \quad (14)$$

$$Q_4 = \frac{G_{\text{ПЭТФ}}^{\text{ПК}} \cdot C_{\text{ПЭТФ}} \cdot T}{24} + \frac{G_{\text{ЭГ}}^{\text{ПК}} \cdot C_{\text{ДГТ}} \cdot T}{24}$$

$$Q_4 = \frac{123948,73 \cdot 2,022 \cdot 270}{24} + \frac{40025,11 \cdot 3,56 \cdot 270}{24} = 4422529,39 \text{ кДж/час},$$

5. Рассчитаем теплоту, необходимую для нагрева материала до температуры реакции:

$$Q_5 = \sum G_i \cdot c_i \cdot (T_p - T_H) \quad (15)$$

$$Q_5 = \frac{G_{\text{ДГТ}}^{\text{ПК}} \cdot c_{\text{ДГТ}}}{24} \cdot (T_p - T_H) \quad (16)$$

$$Q_5 = \frac{125617,29 \cdot 2,093}{24} \cdot (270 - 250) = 219097,49 \text{ кДж/час}$$

6. Рассчитаем теплоту, теряемую аппаратом в окружающую среду:

Потери примем за 3 %:

$$Q_6 = \frac{(Q_3 + Q_4) \cdot 0,03}{0,97} \quad (17)$$

$$Q_6 = \frac{(931730 + 4422529,39) \cdot 0,03}{0,97} = 165595,65 \text{ кДж/час}$$

7. Рассчитаем теплоту, отдаваемую теплоносителем аппарату и перерабатываемыми веществами:

$$Q_2 = (Q_4 + Q_5 + Q_6) - (Q_1 + Q_3), \quad (18)$$

$$\begin{aligned} Q_2 &= (4422529,39 + 219097,49 + 165595,65) - (2738718,63 + 931730) \\ &= 1136773,9 \text{ кДж/час} \end{aligned}$$

Таблица 10 – Энергетический баланс процесса

Приход				Расход			
Поток	кДж/сут	кДж/ч	%	Поток	кДж/сут	кДж/ч	%
Теплота, вносимая в аппарат перерабатываемыми веществами	2738718,63	114113,28	56,9	Теплота, необходимая для нагрева материала до температуры реакции	219097,49	9129,06	4,6
Тепловой эффект процесса	931730	38822,08	19,4	Теплота, уносимая из аппарата продуктами реакции	4422529,39	184272,06	92,0
Теплота, отдаваемая теплоносителем аппарату и перерабатываемыми веществами	1136773,9	47365,58	23,7	Теплота, теряемая аппаратом в окружающую среду	165595,65	6899,82	3,4
Итого:	4807222,53	200300,94	100	Итого:	4807222,53	200300,94	100

Вывод: В ходе расчёта энергетического баланса для синтеза ПЭТФ, были определены затраты и потери тепла. Теплота, необходимая для нагрева материала до температуры реакции, составила 9129,06 кДж/ч, теплота, уносимая из аппарата продуктами реакции, составила 184272,06 кДж/ч, теплота, теряемая аппаратом в окружающую среду, составила 6899,82 кДж/ч. В таблице 10 приведен общий энергетический баланс процесса.

2.3 Расчёт основного аппарата

Основным аппаратом является переэтерификатор. Реакция переэтерификации осуществляется в аппарате с мешалкой в токе инертного газа в присутствии катализатора. Этот процесс сопровождается выделением

метанола и этиленгликоля. Переэтерификатор имеет рубашку, обогреваемую ВОТ, и быстроходную мешалку.

1. Рассчитаем рабочий объем реакционной зоны:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho}, \quad (19)$$

где G – производительность реактора по ключевому реагенту, кг/с

τ – среднее время пребывания реагентов в реакторе, с

ρ – плотность реагентов, кг/м³

$$V = \frac{1,4554 \cdot 3600}{1630} = 3,21 \text{ м}^3$$

$$V_{\text{раб}} = 1,2 \cdot 3,21 = 3,85 \text{ м}^3$$

Рассчитаем диаметр и высоту аппарата, примем соотношение диаметра и высоты 1:2,5.

2. Рассчитаем диаметр D аппарата:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{раб}}}{\pi}} \quad (20)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 3,85}{3,14}} = 1,7 \text{ м}$$

3. Рассчитаем высоту аппарата:

Из соотношения диаметра и высоты 1:2,5 соответственно высота будет равна: $H = 4,25 \text{ м}$

По рассчитанным значениям рабочего объёма, диаметра и высоты аппарата выбираем аппарат с мешалкой АСЕонв 6,3-2-02. В таблице 12 приведены размеры аппарата.

4. Рассчитаем толщину рубашки аппарата находится по формуле:

$$S_{руб} = \frac{P_{руб} \cdot D_1}{2\varphi[\sigma] - P_{руб}} + C + C_0, \quad (21)$$

где $P_{руб}$ – избыточное давление в рубашке;

D_1 – диаметр рубашки.

$$S_{руб} = \frac{0,6 \cdot 1950}{2 \cdot 1 \cdot 139 - 0,4} + 2 + 0,2 = 10,5 \text{ мм}$$

5. Рассчитаем толщину днища рубашки находится по формуле:

$$S_{д.руб} = \frac{P_{руб} \cdot D_1}{2\varphi[\sigma] - 0,5 \cdot P_{руб}} + C + C_0 \quad (22)$$

$$S_{руб} = \frac{0,4 \cdot 1950}{2 \cdot 1 \cdot 139 - 0,5 \cdot 0,4} + 2 + 0,2 = 2,8 \text{ мм}$$

6. Для аппаратов, заполненных жидкостью, необходимо также принимать в расчет гидростатическое давление, если его значение превышает 5 % от избыточного давления.

$$P_{расч} = P_u + P_{гидр}, \quad (23)$$

где $P_{расч}$ – расчетное давление;

P_u – избыточное давление в корпусе, задается условиями технологического процесса;

$P_{гидр}$ – гидростатическое давление:

$$P_{гидр} = \rho \cdot g \cdot H_{ж}, \quad (24)$$

где $\rho = 1230 \text{ кг/м}^3$ – плотность жидкой среды;

$g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения.

$H_{ж}$ – высота столба жидкости.

7. Рассчитаем высоту столба жидкости:

$$H_{ж} = 0,8 \times D \quad (25)$$

где D – внутренний диаметр корпуса.

$$H_{ж} = 0,8 \cdot 1,8 = 1,44 \text{ м}$$

$$P_{гидр} = \rho \cdot g \cdot H_{ж} \cdot 10^{-6} \quad (26)$$

8. Рассчитаем гидростатическое давление:

$$P_{гидр} = 1230 \cdot 9,81 \cdot 1,44 \cdot 10^{-6} = 0,0173 \text{ МПа}$$

$P_{гидр}$ учитывается, если оно превышает 5 % от давления $P_{и}$.

$$\frac{P_{гидр}}{P_{и}} = \frac{0,0173}{0,3} \cdot 100 \% = 5,76 \%$$

5,76 > 5% – учитывается.

9. Расчетное внутреннее давление равно избыточному.

$$P_{\text{расч}} = 0,3 + 0,0173 = 0,3173 \text{ Мпа}$$

10. Рассчитаем мощность мешалки:

$$P = \frac{(k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \cdot P_{\Pi} + P_C)}{\eta} \quad (27)$$

где $k_1 = \frac{H_{\text{ж}}}{D}$ – коэффициент заполнения сосуда жидкостью;

$H_{\text{ж}}$ – высота слоя жидкости, м;

D – диаметр аппарата, м;

$$k_1 = \frac{3,968}{1,8} = 2,2$$

k_2 – коэффициент, учитывающий превышение мощности при пуске:

$k_2 =$ от 1,0 до 1,3;

$$k_2 = 1,1$$

k_3 – коэффициент увеличения гидравлического сопротивления для разных типов мешалок; при динамической вязкости $\mu > 0,5 \text{ Па} \cdot \text{с}$ для однолопастных мешалок $k_3 =$ от 1,0 до 2,0; для пропеллерных $k_3 =$ от 1,0 до 1,3; для рамных, якорных, многолопастных – $k_3 =$ от 1,0 до 2,5;

$$k_3 = 1,2$$

P_{Π} – мощность перемешивания;

P_C – мощность потерь в сальнике;

η – КПД привода: $\eta =$ от 0,85 до 0,9.

$$\eta = 0,875$$

11. Мощность перемешивания:

$$P_{II} = 0,28 \cdot \mu \cdot n^2 \cdot d^3 \cdot K_p \cdot 10^{-6} \quad (28)$$

где n – частота вращения вала, мин^{-1} ;

d – диаметр окружности, описываемой лопастью, м;

K_p – критерий мощности

12. Критерий мощности рассчитывается по формуле:

$$K_p = A \cdot Re^\alpha \cdot (D/d)^\beta \cdot (H_{жк}/d)^\gamma \cdot (h/d)^\xi \quad (29)$$

где Re – центробежный критерий Рейнольдса.

13. Критерий Рейнольдса рассчитывается по формуле:

$$Re = n \cdot d^2 \cdot \rho / (60 \cdot \mu) \quad (30)$$

где H – расстояние от лопасти до дна аппарата, м.

Таблица 11 – Тип мешалки

Тип мешалки	A	α	β	γ	ξ
Двухлопастная, $Re = 10^4 \dots 10^7$	2,12	0,86	1,1	0,6	0,3

14. Рассчитаем критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{50 \cdot 0,7^2 \cdot 1,058}{(60 \cdot 2,03 \cdot 10^{-6})} = 212816$$

15. Рассчитаем критерий мощности:

$$K_p = 2,12 \cdot 212816^{0,86} \cdot \left(\frac{1,8}{0,7}\right)^{1,1} \cdot \left(\frac{3,968}{0,7}\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{0,5}{0,7}\right)^{0,3} = 585946$$

$$P_{II} = 0,28 \cdot 2,03 \cdot 10^{-6} \cdot 50^2 \cdot 0,7^3 \cdot 585946 \cdot 10^{-6} = 0,00029$$

$$P_C = 0,164 \cdot (p + 0,98 \cdot 10^{-5}) \cdot f \cdot l_C \cdot n^3 \cdot d_B^2$$

где p – избыточное давление в аппарате, Н / м²;

f – коэффициент трения набивки сальника;

l_C – длина набивки, м;

d_B – диаметр вала мешалки, м.

$$P_C = 0,164 \cdot (0,3 + 0,98 \cdot 10^{-5}) \cdot 2,9 \cdot 16 \cdot 50^3 \cdot 0,15^2 = 6472$$

$$P = (2,2 \cdot 1,1 \cdot 1,2 \cdot 0,00029 + 6472) / 0,875 = 7400 \text{ Вт}$$

Таблица 12 – Стандартные размеры аппарата

Обозначение	АСЕонв 2,5-2-02	АСЕонв 4,0-2-02	АСЕонв 6,3-2-02
Рабочий объём, м ³	2,5	4,0	6,3
Объём рубашки, м ³	0,5	0,533	0,832
Масса аппарата, кг	2070	3545	4525
Тип привода	В140-3,0- 50-2П	В180-5,5-50-2П	В200/2- 7,5-50-2П
Марка Э/Д	АИМ100 S4	АИМ112 М4	АИМ132 S4
Мощность Э/Д, кВт	3,0	5,5	7,5
n , об/мин	50		
Давление в корпусе, МПа	0,3		
D , мм	1400	1600	1800
D^1	1550	1750	1950
D^2	1050	1200	1400
H , мм	35590	4115	4960
h , мм	1430	1695	2250
h_1 , мм	515	560	610
h_2 , мм	430	430	430
h_3 , мм	500	750	800
h_4 , мм	625	800	905

Продолжение таблицы 12

L, мм	1930	2130	2330
L ₁ , мм	1770	2050	2345
L ₂ , мм	1700	1960	2235
L ₃ , мм	-	-	-
L ₄ , мм	470	450	530
R, мм	475	500	550

Вывод: Реакция переэтерификации осуществляется в аппарате с мешалкой АСЕонв 6,3-2 в токе инертного газа в присутствии катализатора. Этот процесс сопровождается выделением метанола и этиленгликоля, которые поступают в ректификационную колонну для разделения и затем реакционный ЭГ возвращается в цикл, а метанол поступает в теплообменник, емкость флегмы и на очистку. Переэтерификатор имеет рубашку, обогреваемую ВОТ, и быстроходную мешалку. Образующийся в ходе процесса переэтерификации ДГТ идет на фильтр и насосом подается в предполиконденсатор. В результате расчета переэтерификатора, были рассчитаны основные конструктивные размеры аппарата и подобран типовой аппарат, применяемый в производстве полиэтилентерефталата, показан в приложение Б.

Были рассчитаны такие показатели как: рабочий объем реакционной зоны, диаметр, высота, толщина рубашки, толщина днища рубашки и мощность мешалки аппарата.

2.4 Расчет дополнительного оборудования

В данной работе рассчитан в качестве дополнительного оборудования теплообменник - конденсатор паров метанола. В результате реакции переэтерификации идет выделение метанола и этиленгликоля, которые поступают в ректификационную колонну для разделения и затем реакционный ЭГ возвращается в цикл, а метанол поступает в теплообменник, емкость флегмы и на очистку.

Исходя из материального баланса исходные данные для расчета:

- $G_m = 1724,97 \text{ кг/ч} = 0,479 \text{ кг/с}$.
 - Температура конденсации $t_{\text{конд}} = 64 \text{ }^\circ\text{C}$.
 - Температура паров метанола $t_{\text{п}} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$.
 - Температура конденсата $t_{\text{ж}} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$
 - Удельная теплота конденсации метанола при $64 \text{ }^\circ\text{C}$, $r = 1100000 \text{ Дж/кг}$.
 - Удельная теплоемкость метанола при $140 \text{ }^\circ\text{C}$, $C_{\text{п}} = 3,814 \text{ кДж/(кг}\times\text{ }^\circ\text{C)}$
 - Удельная теплоемкость метанола при $50 \text{ }^\circ\text{C}$, $C_{\text{ж}} = 2,616 \text{ кДж/(кг}\times\text{ }^\circ\text{C)}$
 - Удельная теплоемкость воды при $20 \text{ }^\circ\text{C}$, $C_{\text{в}} = 4,183 \text{ кДж/(кг}\times\text{ }^\circ\text{C)}$
 - Температура охлаждающей воды на входе $t_{\text{в.н}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$
 - Температура охлаждающей воды на выходе $t_{\text{в.к}} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$
1. Энтальпия поступающего перегретого пара равна:

$$I = C_{\text{п}} \cdot (t_{\text{п}} - t_{\text{конд}}) + r + C_{\text{ж}} \cdot t_{\text{ж}} \quad (31)$$

$$I = 3,814 \cdot (140 - 50) + 1100 + 2,616 \cdot 50 = 1574,06$$

2. Тепловой баланс процесса:

$$DI + Wc_{\text{в}}t_{\text{вн}} = Dc_{\text{ж}}t_{\text{жк}} + Wc_{\text{в}}t_{\text{вк}} + Q_n \quad (32)$$

3. Определим расход охлаждающей воды:

$$W = \frac{G_M \cdot (I - C_{ж} \cdot t_{ж}) - Q_{п}}{C_B \cdot (t_{в.к} - t_{в.н})} \quad (33)$$

4. Определим потери теплоты:

$$Q_{п} = (Q_1 + Q_2 + Q_3) \cdot 0,03 \quad (34)$$

$$Q_{п} = (138,8 + 526,9 + 17,54) \cdot 0,03 = 20,5 \text{ кВт}$$

$$W = \frac{0,479 \cdot (1574,06 - 2,616 \cdot 50) - 20,5}{4,183 \cdot (45 - 20)} = 6,41 \text{ кг/с}$$

5. Определим количество тепла, передаваемого через поверхность охлаждения каждой из зон:

Для зоны охлаждения перегретого пара:

$$Q_1 = G_M \cdot C_{п} \cdot (t_{п} - t_{конд}) = W \cdot C_B \cdot (t_{в.к} - t_{в2}) \quad (35)$$

Для зоны конденсации:

$$Q_2 = G_M \cdot r = W \cdot C_B \cdot (t_{в2} - t_{в1}) \quad (36)$$

Для зоны охлаждения конденсата:

$$Q_3 = G_M \cdot C_{ж} \cdot (t_{конд} - t_{ж}) = W \cdot C_B \cdot (t_{в1} - t_{в.н}) \quad (37)$$

$$Q_1 = 0,479 \cdot 3,814 \cdot (140 - 64) = 138,8 \text{ кВт}$$

$$Q_2 = 0,479 \cdot 1100 = 526,9 \text{ кВт}$$

$$Q_3 = 0,479 \cdot 2,616 \cdot (64 - 50) = 17,54 \text{ кВт}$$

6. Определим промежуточные температуры охлаждающей воды:

$$t_{B1} = t_{B.H} + \frac{Q_3}{W \cdot C_B} \quad (38)$$

$$t_{B2} = t_{B.K} - \frac{Q_1}{W \cdot C_B} \quad (39)$$

$$t_{B1} = 20 + \frac{17,54}{6,41 \cdot 4,183} = 20,7 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{B2} = 45 - \frac{138,8}{6,41 \cdot 4,183} = 39,8 \text{ }^\circ\text{C}$$

7. Рассчитаем среднюю разность температур для каждой зоны:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_M - t_B) - (t_M - t_B)}{\ln\left(\frac{t_M - t_B}{t_M - t_B}\right)} \quad (40)$$

где t_M – температура метанола

t_B – температура охлаждающей воды

Для зоны охлаждения перегретого пара:

$$\Delta t_{cp1} = \frac{(140 - 45) - (64 - 39,8)}{\ln\left(\frac{95}{24,2}\right)} = 51,77 \text{ }^\circ\text{C}$$

Для зоны конденсации:

$$\Delta t_{cp2} = \frac{(64-20,7)-(64-39,8)}{\ln\left(\frac{43,3}{24,2}\right)} = 32,83 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Для зоны охлаждения конденсата:

$$\Delta t_{cp3} = \frac{(64-20,7)-(50-20)}{\ln\left(\frac{43,3}{30}\right)} = 36,24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

8. Найдем ориентировочное значение требуемой поверхности для каждой из зон:

$$F_{op} = \frac{Q}{\Delta t_{cp} \cdot K_{op}} \quad (41)$$

9. Примем коэффициент теплопередачи $K_{op} = 1250 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$

Для зоны охлаждения перегретого пара:

$$F_{op1} = \frac{138800}{51,77 \cdot 1250} = 2,1 \text{ м}^2$$

Для зоны конденсации:

$$F_{op2} = \frac{526900}{32,83 \cdot 1250} = 12,8 \text{ м}^2$$

Для зоны охлаждения конденсата:

$$F_{op3} = \frac{17540}{36,24 \cdot 1250} = 0,4 \text{ м}^2$$

10. Суммарная поверхность теплообмена $15,3 \text{ м}^2$.

11. Выбираем разборный пластинчатый конденсатор по ГОСТ 15518-

83.

Поверхность теплообмена 16.0 м^2 .

Число пластин – 56.

Поверхность пластины – $0,3 \text{ м}^2$.

Эквивалентный диаметр канала $d = 8 \text{ мм}$.

Поперечное сечение канала $S_{\text{сеч}} = 11 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$.

Приведённая длина канала $L = 1,12 \text{ м}$.

12. Определим скорость движения жидкости и число Re :

$$w_2 = \frac{G_2}{\rho_2 \cdot \left(\frac{N}{2}\right) \cdot S} \quad (42)$$

где: G_2 – массовый поток воды

$$\rho_2 \text{ – плотность воды при } t_{\text{ср}} = \frac{20+45}{2} = 32,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

N – число пластин

S – площадь сечения канала

$$w_2 = \frac{6,41}{994,85 \cdot \left(\frac{56}{2}\right) \cdot 0,0011} = 0,21 \text{ м/с}$$

$$Re_2 = \frac{w_2 \cdot d \cdot \rho_2}{\mu_2} \quad (43)$$

где: d – эквивалентный диаметр

μ_2 – вязкость воды при $32,5 \text{ }^\circ\text{C}$

$$Re_2 = \frac{0,21 \cdot 0,008 \cdot 994,85}{0,00076445} = 2186$$

13. Определим коэффициент теплоотдачи к жидкости во всём теплообменнике:

$$\alpha_2 = \frac{\lambda_2}{d} \cdot a \cdot Re_2^{0,73} \cdot Pr_2^{0,43} \quad (44)$$

где: λ_2 – коэффициент теплопроводности воды при $32,5 \text{ }^\circ\text{C}$

a – коэффициент, зависящий от площади пластины

Pr_2 – критерий Прандтля

$$Pr_2 = \frac{c_v \cdot \mu_2}{\lambda_2} \quad (45)$$

$$Pr_2 = \frac{4174 \cdot 0,00076445}{0,62225} = 5,1$$

$$\alpha_2 = \frac{0,62225}{0,008} \cdot 0,1 \cdot 2186^{0,73} \cdot 5,1^{0,43} = 4296 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Определим для каждой из зон требуемую поверхность теплообмена:

Для зоны охлаждения перегретого пара:

14. Определим скорость движения пара и число Re:

$$w_1 = \frac{G_1}{\rho_1 \cdot \left(\frac{N}{2}\right) \cdot S} \quad (46)$$

где G_1 – массовый поток пара метанола

ρ_1 – плотность метанола при 140 °С

N – число пластин

S – площадь сечения канала

$$w_1 = \frac{0,479}{1,426 \cdot \left(\frac{56}{2}\right) \cdot 0,0011} = 10,9 \text{ м/с}$$

$$Re_1 = \frac{w_1 \cdot d \cdot \rho_1}{\mu_1} \quad (47)$$

где: d – эквивалентный диаметр

μ_1 – вязкость метанола при температуре 140 °С

$$Re_1 = \frac{10,9 \cdot 0,008 \cdot 1,426}{0,00001362} = 9420$$

15. Определим коэффициент теплоотдачи от пара:

$$\alpha_1 = \frac{\lambda_1}{d} \cdot a \cdot Re_1^{0,73} \cdot Pr_1^{0,43} \quad (48)$$

$$Pr_1 = \frac{c_m \cdot \mu_1}{\lambda_1} \quad (49)$$

$$Pr_1 = \frac{3814 \cdot 0,00001362}{0,0282} = 1,84$$

$$\alpha_1 = \frac{0,0282}{1,12} \cdot 322 \cdot 9420^{0,73} \cdot 1,84^{0,43} = 8391 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

16. Сумма термических сопротивлений стенки пластин и загрязнений со стороны жидкости составит:

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{17,5} + \frac{1}{5800} = 0,000229 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$$

Теплопроводность нержавеющей стали $\lambda = 17,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$

Толщина пластины $\delta = 0,001 \text{ м}$

17. Рассчитаем коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda}} \quad (50)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{8391} + \frac{1}{4296} + 0,000229} = 1721 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \times \text{К}}$$

18. Требуемая поверхность теплообмена:

$$F_1 = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} \quad (51)$$

$$F_1 = \frac{138800}{51,77 \cdot 1721} = 1,56 \text{ м}^2$$

Для зоны конденсации:

19. Определим число Re и коэффициент теплоотдачи от пара:

$$Re_1 = \frac{G_1 \cdot L}{\mu_1 \cdot F_{op}} \quad (52)$$

где G_1 – массовый поток метанола

L – длина труб

μ_1 – вязкость метанола при температуре 64 °С

$$Re_1 = \frac{0,479 \cdot 1,12}{0,00001362 \cdot 16} = 2462$$

$$\alpha_1 = \frac{\lambda_1}{d} \cdot a \cdot Re_1^{0,7} \cdot Pr_1^{0,4} \quad (53)$$

$$Pr_1 = \frac{c_m \cdot \mu_1}{\lambda_1} \quad (54)$$

$$Pr_1 = \frac{2794,6 \cdot 0,00001362}{0,192} = 0,2$$

$$\alpha_1 = \frac{0,192}{1,12} \cdot 322 \cdot 2462^{0,7} \cdot 0,2^{0,4} = 6859 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

20. Сумма термических сопротивлений стенки пластин и загрязнений со стороны жидкости составит:

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{17,5} + \frac{1}{5800} = 0,000229 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$$

Теплопроводность нержавеющей стали $\lambda = 17,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$

Толщина пластины $\delta = 0,001 \text{ м}$

21. Коэффициент теплопередачи составит:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda}} \quad (55)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{6859} + \frac{1}{4296} + 0,000229} = 1646 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \times \text{К}}$$

22. Требуемая поверхность теплообмена составит:

$$F_2 = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} \quad (56)$$

$$F_2 = \frac{526900}{32,83 \cdot 1646} = 9,75 \text{ м}^2$$

23. Найдём сумму поверхностей теплообмена всех зон:

$$F_{\text{сумм}} = F_1 + F_2 + F_3 \quad (57)$$

$$F_{\text{сумм}} = 1,56 + 9,75 + 0,4 = 11,71 \text{ м}^2$$

Вывод: Был выбран теплообменник изображений в приложение В номинальной поверхностью $F = 16 \text{ м}^2$ который подходит с запасом $\Delta = 26,81$ %. Масса аппарата $M = 480$ кг.

Заключение

В данной выпускной квалификационной работе был изучен и рассмотрен процесс получения ПЭТФ непрерывным способом. В литературном обзоре были рассмотрены основные свойства ПЭТФ, история развития производства ПЭТФ исходное сырье для производства, а также способы получения и предложена технологическая схема процесса получения полиэтилентерефталата непрерывным способом.

В расчётной части составлены схема потоков, рассчитаны материальный и энергетический балансы производства ПЭТФ, произведен расчет переэтерификатора и конденсатора паров метанола, а также определены их основные параметры, конструктивные размеры, сделаны чертежи основного вида данных аппаратов.

Был выбран переэтерификатор рабочим объёмом $6,3 \text{ м}^3$, с электроприводом мощностью $7,5 \text{ кВт}$. Масса аппарата 4525 кг .

Был выбран теплообменник для конденсации паров метанола номинальной поверхностью $F = 16 \text{ м}^2$ который подходит с запасом $\Delta = 26,81 \%$. Масса аппарата $M = 480 \text{ кг}$.

По произведенным расчетам можно сделать вывод, что для производства ПЭТФ производительностью 40 тыс. тонн/год требуется:

1. Диметилтерефталат в количестве $5239,29 \text{ кг/ч}$.
2. Этиленгликоль в количестве $6549,12 \text{ кг/ч}$.
3. Количество катализатора составило $0,65 \text{ кг/ч}$.
4. Количество теплоты, необходимой для нагрева материала до температуры реакции, $9129,06 \text{ кДж/ч}$.
5. Количество теплоты, уносимой из аппарата продуктами реакции, $184272,06 \text{ кДж/ч}$.
6. Количество теплоты, теряемой аппаратом в окружающую среду, $6899,82 \text{ кДж/ч}$.

Список используемых источников

1. Ассоциация производителей и переработчиков полиэтилентерефталата «АРПЭТ». Экология., 2016 г.
2. Воюцкий С.С. Курс коллоидной химии. - М.: Химия, 2016.- с.420
3. Григорьев Г.П. Полимерные материалы.- М.: Химия, 2019. - с.41-43
4. Гуль В.Е. Структура и механические свойства полимеров. - М.: Высшая школа,2017. - с.28
5. Крутогин. Д.Г. Краткий курс химической технологии волокнистых материалов. - М.:, 2016. - с.98
6. Наука и человечество // Международный ежегодник. - М.: Знание,2016. - с.16-18
7. Несмеянов А.Н. Начала органической химии.- Москва,2017- 2 том. - с.179
8. Никифоров В.А. Общая химическая технология полимеров: Учебное пособие. Тверь, 2016. 160 с.
9. Никифоров В.А. Проектирование заводов пластических масс: Учебное пособие/В.А. Никифоров, Е.А.Панкратов, Н.Н.Филатова. Тверь: ТГТУ, 2016. 116с.
10. Николаев А.Ф. Синтетические полимеры и пластические массы на их основе. М.: Химия, 2020. 768 с.
11. Описание технологического процесса. Регламент получения гранулята полиэтилентерефталата. Тверь: ОАО «Сибур–ПЭТФ», 413 с
12. Петухов Б.В. Полиэфирные волокна. М.: Химия, 2019. 272 с.
13. Производство изделий из полимерных материалов: Учеб. пособие / В.К. Крыжановский, М.Л. Кербер, В.В. Бурлов, А.Д. Паниматченко. СПб.: Профессия, 2016. 464 с.
14. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств/ Под ред. М.А. Михалева. М.: Легпромиздат, 2018. 492 с.

15. Таблица полных коэффициентов теплообмена и коэффициентов теплопередачи поверхностных для некоторых распространенных конструкций теплообменников и рабочих сред [Электронный ресурс] Коэффициенты теплообмена и коэффициентов теплопередачи поверхностных для некоторых распространенных конструкций теплообменников и рабочих сред URL: <https://tehtab.ru/Guide/GuidePhysics/GuidePhysicsHeatAndTemperature/ConvectionHeatTransfer1/TableOfOverallCoefficientsForHeatExchangers/> (дата обращения 18.05.2021)

16. Технология пластических масс: Учеб. для студентов вузов, обучающихся по спец. «Химическая технология пластических масс» / Под ред. В.В. Коршака. Издание 3-е, перераб. и доп. М.: Химия, 2017. 560 с.

17. Яшкпрова М.Г. Полимерные комплексы: получение, свойства, применение. - Семипалатинск, 2017. - с.54

18. Encyclopedia of Industrial Chemistry [Электронный ресурс] Ullmann Encyclopedia of Industrial Chemistry, 4th Edt., Wiley URL: https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/14356007.o17_o02 (дата обращения 15.05.2021).

19. Monomers for the polycondensation reaction.: W. H. Carothers, J. Am. Chem. Soc. Patent: 54.1557.

20. Polytrimethylene terephthalate [Электронный ресурс] Nachrichten aus der Chemie URL: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/0471440264.pst292> (дата обращения 15.05.2021).

21. Preparation and Characterization of High Molecular Weight Poly(trimethylene terephthalate) by Solid-state Polymerization.: J. R. Whinfield and J. T. Dickson, Br. Patent: 57.8079.

22. Step-Growth Polymerization and Step-Growth Polymers.: W. H. Carothers and J. A. Arvin, J. Am. Chem. Soc. Patent: 51.2560.

Приложение В

Чертеж общего вида дополнительного оборудования теплообменник-конденсатора паров метанола

