

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ  
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Инженерно-физический факультет  
Кафедра химии и химической технологии  
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология  
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая  
технология природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ  
Зав. кафедрой

\_\_\_\_\_ Ю.А. Гужель  
«\_\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

на тему: Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО  
«ЗапСибНефтехим»

Исполнитель  
студентка группы 618-об \_\_\_\_\_ Д.Е. Соловьёва  
  
(подпись, дата)

Руководитель  
доцент, канд. хим. наук \_\_\_\_\_ С.А. Лескова  
  
(подпись, дата)

Консультант:  
по безопасности жизне-  
деятельности  
доцент, канд. техн. наук \_\_\_\_\_ А.В. Козырь  


Нормоконтроль  
проф., док. хим. наук \_\_\_\_\_ Т.А. Родина  
  
(подпись, дата)

Благовещенск 2020

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**  
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Факультет Инженерно-физический  
Кафедра Химии и химической технологии

УТВЕРЖДАЮ  
Зав. кафедрой  
\_\_\_\_\_ Ю.А. Гужель  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20 \_\_ г.

**З А Д А Н И Е**

К выпускной квалификационной работе студента Соловьёвой Дарьи Евгеньевны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО«ЗапСибНефтехим» утверждена Приказом от 30.04.2020 г № 810-уч
2. Срок сдачи студентом законченной работы 04.07.2020 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки полиэтилена – 350 тыс.т/год. Годовое время работы установки – 8000 часов. Рабочая документация, учебная литература, нормативная документация, технологические схемы
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по производству полиэтилена. Характеристика сырья и готовой продукции установки полимеризации. Описание технологической схемы производства полиэтилена. Составление материального баланса установки. Технологический расчет оборудования – петлевого реактора, теплообменника, сепаратора, дегазатора, насоса. Конструктивный расчет реактора
5. Перечень материалов приложения: Технологическая схема установки полиэтилена.
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства»
7. Дата выдачи задания 13.05.2020 г

Руководитель выпускной квалификационной работы: Лескова Светлана Анатольевна,  
доцент, канд. хим. наук

Задание принял к исполнению 13.05.2020 г.

\_\_\_\_\_

## РЕФЕРАТ




Бакалаврская работа содержит 80 с., 18 рисунков, 5 таблиц, 15 источников, приложение.

ЭТИЛЕН, ПОЛИЭТИЛЕН, КАТАЛИЗАТОР, ПЕТЛЕВОЙ РЕАКТОР,  
ТЕПЛООБМЕННИК, НАСОС

Объектом исследования является производство полиэтилена низкого давления.

Цель работы – выполнение расчета основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибнефтехим».

В процессе работы рассмотрены способы получения полиэтилена при различном давлении, химизм и механизм реакций полимеризации, варианты применяемых катализаторов, изучены структура и поточная схема производства полиэтилена высокой плотности, выполнены расчеты и обоснование выбора основного оборудования.

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Соловьёва Д.Е.			Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Проез.		Лескова С.А.				У	3	80
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06		АмГУ, ИФФ, 618-об		
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

## СОДЕРЖАНИЕ

Определения, обозначения, сокращения	6
Введение	7
1 Литературный обзор	8
1.1 История процесса производства полиэтилена	8
1.2 Существующие способы производства полиэтилена	8
1.2.1 Полимеризация этилена при высоком давлении	8
1.2.2 Полимеризация этилена при среднем давлении	11
1.2.3 Полимеризация этилена при низком давлении	13
1.3 Физико-химические основы процесса	16
1.3.1 Химизм, механизм и кинетика реакций	16
1.3.2 Влияние основных параметров на процесс полимеризации	22
1.3.3 Варианты применяемых катализаторов	25
1.4 Аппаратурное оформление процесса	26
1.4.1 Реакторы	26
1.4.2 Теплообменники	30
1.4.3 Компрессоры, насосы	31
2 Технологическая часть	33
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	33
2.1.1 Требования к сырью	33
2.1.2 Требования к качеству выпускаемой продукции	39
2.2 Описание принципиальной технологической схемы	41
2.2.1 Подготовка и подача катализатора	42
2.2.2 Разгрузка и подача сокатализаторов	42
2.2.3 Подготовка и подача сырья	42
2.2.4 Полимеризация	44

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>					
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	<b>Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»</b>			Лит.	Лист	Листов
Разраб.	Соловьёва Д.Е.							У	4	80
Проект.	Лескова С.А.							<b>АмГУ, ИФФ, 618-06</b>		
Н. контр.	Родина Т.А.		24.06							
Зав. каф.	Гужель Ю.А.									

2.2.5	Система охлаждения реакторов	45
2.2.6	Узел концентрирования твердых веществ	46
2.2.7	Подогреватели суспензии	47
2.2.8	Выделение и дегазация порошка полиэтилена	47
2.3	Материальный баланс	50
2.4	Тепловой баланс	52
2.5	Технологический расчет основного и вспомогательного оборудования	54
2.5.1	Расчет реактора полимеризации	54
2.5.2	Расчет подогревателей суспензии	58
2.5.3	Расчет сепаратора высокого давления	59
2.5.4	Расчет дегазатора	60
2.5.5	Расчет циркуляционного насоса реактора полимеризации	61
2.6	Механический расчет	63
2.6.1	Описание конструкции аппарата	63
2.6.2	Конструктивный расчет реактора	63
3	Безопасность и экологичность производства	74
3.1	Основные требования безопасности при эксплуатации установки полиэтилена	74
3.1	Воздействие на окружающую среду используемых веществ при условиях аварийной и безаварийной эксплуатации	76
	Заключение	78
	Библиографический список	79
	Приложение	81

## ОПРЕДЕЛЕНИЯ, ОБОЗНАЧЕНИЯ, СОКРАЩЕНИЯ

В настоящей бакалаврской работе применяются следующие термины с соответствующими определениями:

АОС – алюминийорганическое соединение

ММР – молекулярно-массовое распределение

МТБЭ – метил-трет-бутиловый эфир

МЭК – метилэтилкетон

ЛПЭНП – линейный полиэтилен низкой плотности

ОЗХ – общезаводское хозяйство

ПДК – предельно допустимая концентрация

ПЭ – полиэтилен

ПЭВД – полиэтилен высокого давления




ПЭВП – полиэтилен высокой плотности

ПЭНД – полиэтилен низкого давления

СИЗ – средства индивидуальной защиты

ТЭА – триэтилалюминий

ppm – parts per million (миллионная доля)

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>			
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>				
Разраб.		Соловьёва Д.Е.			<b>Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»</b>	<b>Лит.</b>	<b>Лист</b>	<b>Листов</b>
Проез.		Лескова С.А.				У	6	80
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06		<b>АмГУ, ИФФ, 618-об</b>		
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

## ВВЕДЕНИЕ




Полиэтилен – один из самых распространенных полимеров на мировом рынке полимерных материалов, на него приходится почти 60 % мирового спроса на полимеры. Изделия из полиэтилена обладают высокой стойкостью, высокой диэлектрической способностью, прочностью, морозостойкостью, нетоксичностью. Доступность сырья и высокая эффективность процесса получения полиэтилена обеспечивает низкую себестоимость и широкий спрос. Полиэтилен применяется в производстве технических, пищевых, сельскохозяйственных пленок, деталей для труб, трубопроводов, для выпуска тары и упаковки.

Производство полиэтилена в России растет достаточно быстрыми темпами в последние годы. Большая часть выпускаемой продукции приходится на полиэтилен высокой плотности. Несомненно, это является результатом ввода в эксплуатацию комплекса ООО «ЗапСибНефтехим» – предприятия СИБУРа, которое является крупнейшим в России по производству полиэтилена мощностью 1500 тыс. тонн в год [1].

Цель работы заключается в проведении расчета основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим» с использованием действующих показателей.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

- рассчитать материальный и тепловой балансы установки;
- выполнить технологические расчеты основного оборудования;
- выполнить конструктивный расчет реактора полимеризации.

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Соловьёва Д.Е.			<b>Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»</b>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Пров.		Лескова С.А.				У	7	80
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06	<b>АмГУ, ИФФ, 618-об</b>			
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

# 1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

## 1.1 История процесса производства полиэтилена

Впервые полиэтилен был получен в лабораторных условиях в 1933-1936 гг. английскими химиками Э. Фосеттом и Р. Гибсоном и независимо от них советским химиком А.И. Динцесом. Полимеризацию проводили при 200 °С и давлении 1000 кгс/см<sup>2</sup> (98 МПа) в присутствии небольшого количества кислорода [2].

Промышленное производство полиэтилена началось в Англии в 1938 году. В 1952 году К. Циглером и Дж. Наттом были найдены катализаторы, которые вызывали полимеризацию этилена с образованием высокомолекулярного твердого продукта при атмосферном или несколько большем давлении. Немного позже в США фирмой «Филлипс» был разработан катализатор, состоящий из окислов металлов переменной валентности, для полимеризации этилена при небольшом давлении. В дальнейшем промышленное производство полиэтилена стало быстро развиваться.




## 1.2 Существующие способы производства полиэтилена

### 1.2.1 Полимеризация этилена при высоком давлении

Основным промышленным методом производства полиэтилена высокого давления является свободно радикальная полимеризация этилена в массе при температуре 190 °С – 300 °С и давлениях 150-350 МПа [3]. Полимеризация осуществляется на установках непрерывного действия различной производительности.

Принципиальная технологическая схема установки производства ПЭВД приведена на рисунке 1.

Этилен с хранилища или установки газоразделения подается под давлением 1-2 МПа и при температуре 10 °С – 40 °С в ресивер 1, где в него вводится

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Соловьёва Д.Е.			Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»	<i>Лист</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Пров.		Лескова С.А.				У	8	80
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06		АмГУ, ИФФ, 618-об		
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						



возвратный этилен низкого давления и кислород, как инициатор. Смесь сжимается компрессором промежуточного давления 2 до 25-30 МПа, соединяется с потоком возвратного этилена промежуточного давления, сжимается компрессором реакционного давления 3 до 150-350 МПа и направляется в реактор 4. Пероксидные инициаторы в случае использования их в процессе полимеризации вводятся с помощью насоса 9 в реакционную смесь непосредственно перед реактором. В реакторе происходит полимеризация этилена при температуре 200 °С – 320 °С. На данной схеме приведен реактор трубчатого типа, однако могут использоваться и автоклавные реакторы.

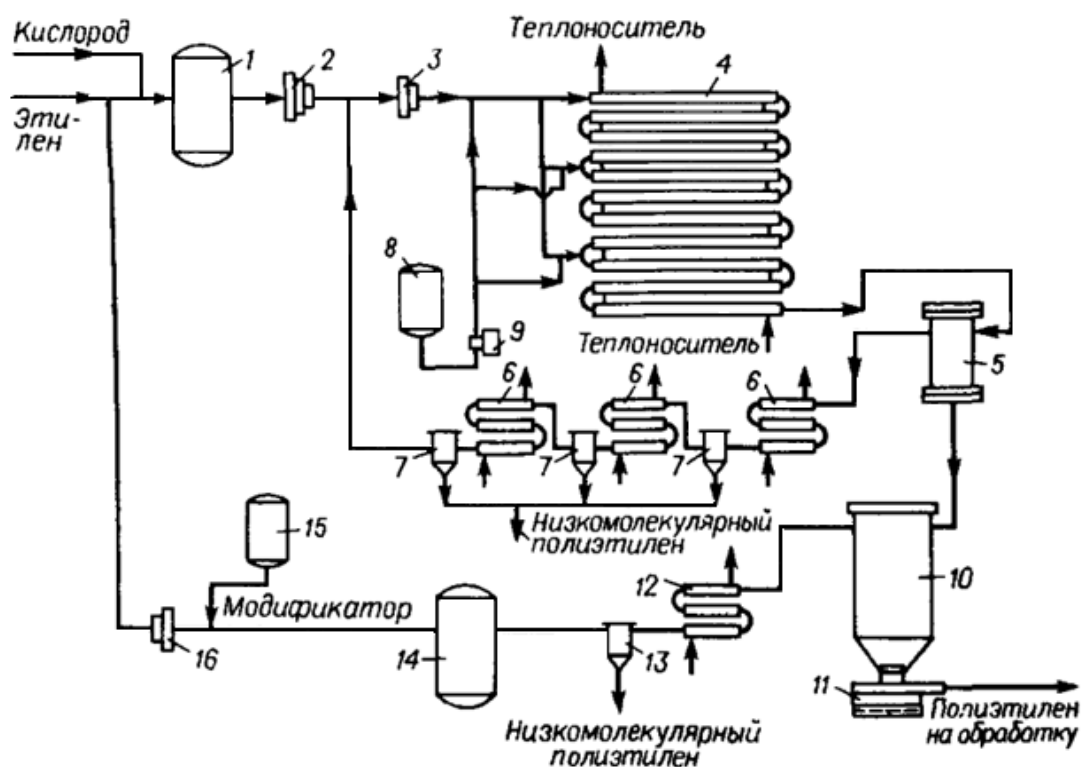


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема установки синтеза

ПЭВД:

1, 14 – ресиверы этилена; 2 – компрессор промежуточного давления; 3 – компрессор реакционного давления; 4 – трубчатый реактор; 5 – отделитель промежуточного давления; 6, 12 – холодильники; 7, 13 – циклоны; 8 – емкость для инициатора; 9 – дозировочный насос; 10 – отделитель низкого давления; 11 – экструдер; 15 – емкость для модификатора; 16 – бустерный компрессор

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

Образовавшийся в реакторе расплавленный ПЭ вместе с непрореагировавшим этиленом (конверсия этилена в полимер 10 % – 30 %) непрерывно выводится из реактора через дросселирующий клапан и поступает в отделитель промежуточного давления 5, где поддерживается давление 25-30 МПа и температура 220 °С – 270 °С. При этих условиях происходит разделение ПЭ и непрореагировавшего этилена. Расплавленный ПЭ из нижней части отделителя вместе с растворенным этиленом через дросселирующий клапан поступает в отделитель низкого давления 10. Этилен (возвратный газ промежуточного давления) из отделителя 5, проходит систему охлаждения и очистки (холодильники 6, циклоны 7), где происходит ступенчатое охлаждение до 30 °С – 40 °С и выделение низкомолекулярного ПЭ, и затем подается на всасывание компрессора реакционного давления 3. В отделителе низкого давления 10 при давлении 0,1-0,5 МПа и температуре 200 °С – 250 °С из ПЭ выделяется растворенный и унесенный механически этилена (возвратный газ низкого давления), который через систему охлаждения и очистки (холодильник 12, циклон 13) поступает в ресивер 14. Из ресивера сжатый бустерным компрессором 16 возвратный газ низкого давления (с добавленным в него при необходимости модификатором) направляется на смешение со свежим этиленом.

Расплавленный ПЭ из отделителя низкого давления 10 поступает в экструдер 11, а из него в виде гранул пневмо- или гидротранспортом направляется на конфекционирование и дополнительную обработку.

Возможно получение некоторых композиций в экструдере первичной грануляции 11. В этом случае экструдер оборудуется дополнительными узлами для ввода жидких или твердых добавок.

Полимеризацию этилена при высоком давлении можно проводить также в автоклаве с мешалкой. Технологическая схема производства в значительной мере аналогичная рассмотренной выше, но реактором в последнем случае является вертикальный автоклав с винтовой мешалкой и охлаждающей рубашкой.

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						10
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

Основными преимуществами метода производства в трубчатом реакторе перед автоклавным являются: большая простота обслуживания реактора (отсутствие движущихся частей), меньшая загрязненность полимера и возможность получения этим способом сополимеров этилена с винилацетатом и другими мономерами. Автоклавный же процесс отличается более компактной аппаратурой и меньшей полидисперсностью получаемого полимера.

### 1.2.2 Полимеризация этилена при среднем давлении

Полимеризацию этилена осуществляют в растворителе (бензин, ксилолы и др.) проводят при давлении 3,5-7,0 МПа и температуре около 140 °С. Применяют окислы металлов переменной валентности (хрома, молибдена, ванадия) на алюмосиликатном носителе [4].

Технологический процесс производства непрерывным способом состоит из следующих стадий: подготовка сырья и катализаторов, полимеризация этилена, отделение катализатора и его регенерация, концентрирование раствора полиэтилена, выделение из раствора и гранулирование ПЭ, регенерация растворителя.

Этилен должен быть тщательно очищен, так как примеси (вода, кислород, окись и двуокись углерода) являются катализаторными ядами.

Приготовление катализатора заключается в пропитке алюмосиликата водным раствором хромового ангидрида, сушке и прогреве при 500 °С – 550 °С в токе сухого воздуха. Такому же прогреву подвергается катализатор при регенерации.

Принципиальная схема производства полиэтилена при среднем давлении приведена на рисунке 2.

Очистка этилена от катализаторных ядов осуществляется в колоннах 1 и 2, откуда этилен поступает в полимеризатор 4, в который вводятся растворитель – бензин и суспензия катализатора в бензине, приготовленная в смесителе 3. Этилена и бензин вводятся подогретыми до 120 °С. Далее реакционная смесь последовательно проходит полимеризаторы 4, 5 и 6.

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		11

Полимеризаторы представляют собой автоклавы объемом по 16 м<sup>3</sup> с турбинными мешалками. Концентрация полимера возрастает от 8 % в первом реакторе до 18 % – 20 % в последнем. Съем теплоты осуществляется за счет испарения парогазовой смеси (бензина и этиленом), которая охлаждается в холодильнике 7, а затем направляется на разделение в сепаратор 8, после очистки этилен и бензин возвращаются в цикл.

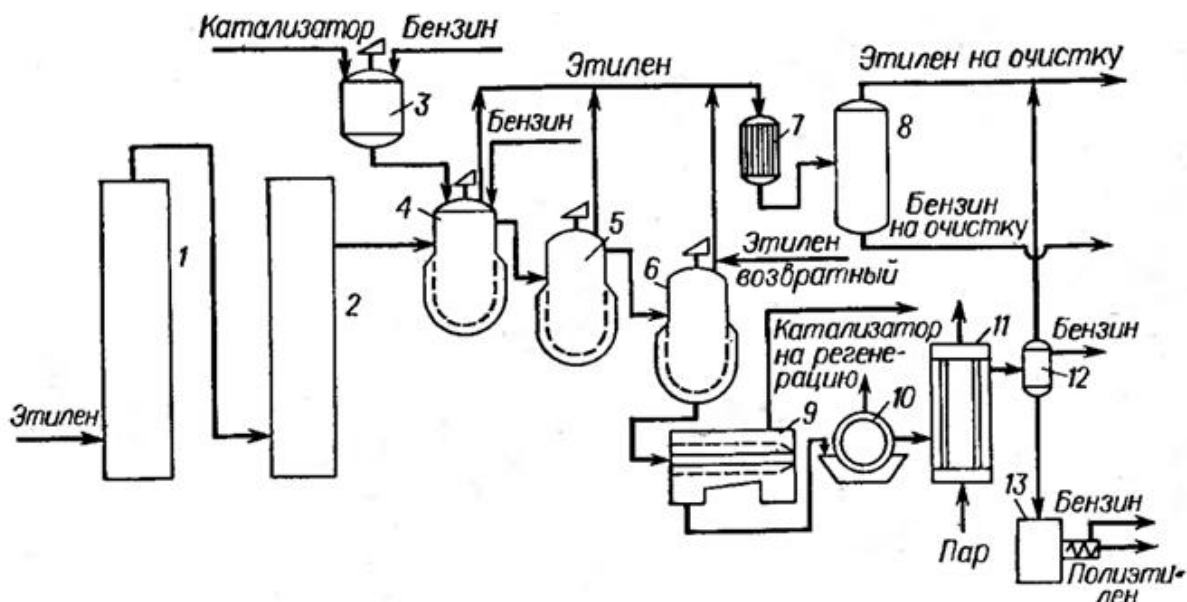


Рисунок 2 – Технологическая схема полимеризации этилена при среднем давлении:

- 1, 2 – колонны для очистки этилена; 3 – смеситель; 4, 5, 6 – полимеризаторы;  
 7 – холодильник; 8, 12 – сепараторы; 9 – центрифуга; 10 – фильтр;  
 11 – концентратор; 13 – экструдер-гранулятор

Раствор полиэтилена отделяется от катализатора на центрифуге 9 и фильтре 10. Катализатор направляется на регенерацию, а раствор полиэтилена в концентратор 11. Давление в концентраторе снижается до 1 МПа, что способствует интенсивному испарению бензина и выделению растворенного этилена. Выделение полиэтилена из раствора происходит в сепараторе-дегазаторе 12, из которого суспензия полимера поступает в приемную камеру экструдера-гранулятора 13. Здесь заканчивается удаление бензина и ПЭ подвергается грануляции. Гранулы охлаждаются и упаковываются в бумажные или полиэтиленовые мешки.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

Основные преимущества полимеризации при среднем давлении состоят в меньшей токсичности и безопасности оксихромового катализатора по сравнению с металлоорганическими, а также в возможности многократного использования катализатора после регенерации. Недостаток заключается в трудности полной очистки полимера от остатков катализатора, а также применении больших количеств растворителя.

### 1.2.3 Полимеризация этилена при низком давлении

Полимеризация этилена при низком давлении протекает при давлении 0,15-0,2 МПа и температуре 70 °С – 80 °С в атмосфере азота в присутствии катализаторов Циглера-Натта в суспензии с растворителем (бензин, гептан, гексан и др.) [4].

Принципиальная схема производства полиэтилена низкого давления приведена на рисунке 3.

Процесс начинают с приготовления катализаторного комплекса  $\text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{Cl} \cdot \text{TiCl}_4$  смешением бензиновых растворов диэтилалюминийхлорида и четыреххлористого титана в смесителе 1. В аппарате 2 катализаторный комплекс разбавляется бензином до концентрации 1 кг/м<sup>3</sup>. Суспензия катализаторного комплекса через промежуточную емкость 3 подается насосом в реактор-полимеризатор 4, куда вводится также смесь этилена с водородом – регулятором молекулярной массы полимера. Полимеризация протекает в течение примерно 6 ч. Конверсия этилена составляет около 98 %. Теплота реакции полимеризации снимается за счет интенсивного испарения бензина и уноса части этилена. Парогазовая смесь охлаждается в скруббере 5, орошаемом холодным бензином. Полученная суспензия полиэтилена поступает из реактора на центрифугу 6, откуда бензин отводится на регенерацию, а отжатый полимер передается в аппарат для разложения 7, в котором происходит разложение остатков катализаторного комплекса метиловым или изопропиловым спиртом. При обработке катализаторного комплекса спиртом происходят следующие реакции:

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						13
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



Полимеризация этилена на оксихромовых катализаторах может протекать как в среде углеводородного инертного растворителя, так и в газовой фазе: в зависимости от температуры процесс может осуществляться в суспензии или растворе.

На рисунке 4 представлена схема получения ПЭНД на оксихромовых катализаторах с применением петлевого реактора, где теплосъем осуществляется за счет циркуляции воды в рубашке реактора [5].

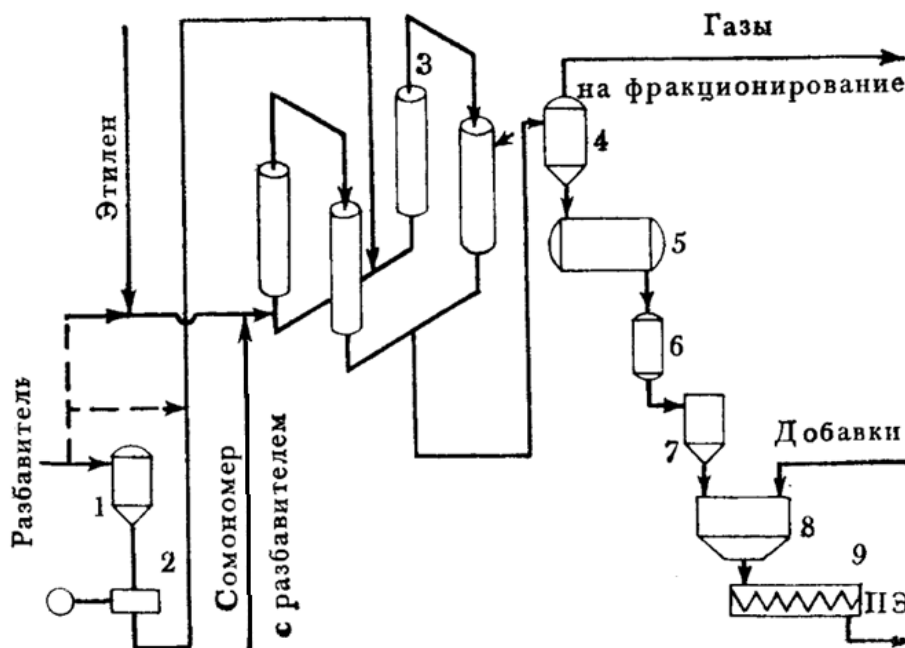


Рисунок 4 – Принципиальная технологическая схема получения полиэтилена полимеризацией в суспензии:

- 1 – емкость для разбавления катализатора; 2 – насос для дозировки катализатора; 3 – петлевой реактор; 4 – испаритель-дегазатор; 5 – сушилка;
- 6 – аппарат для продувки ПЭ азотом; 7 – питающий резервуар для экструдера;
- 8 – смеситель; 9 – экструдер

Реактор работает при давлении 2-3 МПа и температуре 65 °С – 110 °С. Турбоциркуляционное перемешивающее устройство позволяет равномерно распределять катализатор в трубчатом реакторе, выравнять температуру по всему реактору и отводить тепло к стенкам реактора.

Из полимеризатора полимер, растворитель и непрореагировавший мономер выводятся в испаритель-дегазатор 4, работающий при нормальном

давлении. Здесь удаляется мономер и испаряется почти весь растворитель. После холодильника конденсат растворителя попадает в циркуляционный контур и снова в реактор.

Полимеризация этилена при низком давлении значительно проще в аппаратурном оформлении и дает более высокую конверсию, чем при высоком давлении, но имеет следующие недостатки: необходимость применения большого количества растворителей и их регенерации; применение легко взрывающегося катализатора и необходимость его синтеза; необходимость отмывки катализатора и меньшая чистота полимера.

### **1.3 Физико-химические основы процесса**

#### **1.3.1 Химизм, механизм и кинетика реакций**

Образование полиэтилена низкого давления осуществляется по ионно-координационному механизму [6]. В отличие от гомолитической радикальной полимеризации общей чертой ионных процессов полимеризации является гетеролитический характер актов превращения молекул мономера в составные повторяющиеся звенья полимерных молекул.

Как и любой цепной процесс, ионная полимеризация включает в себя три стадии:

- возникновение активных центров;
- многократно повторяющийся процесс присоединения к этим активным центрам молекул мономера (рост цепи);
- прекращение роста цепи (обрыв, дезактивация цепи).

Образование полиэтилена низкого давления осуществляется по ионно-координационному механизму с помощью катализаторов стереоспецифической полимеризации на основе органических производных металлов I-III групп периодической таблицы и их комплексов с соединениями переходных металлов IV-VII групп. Общим свойством таких каталитических систем является образование комплексов катализатор – мономер, которое предшествует гетеролитическому разрыву связи в мономере в актах роста цепи.

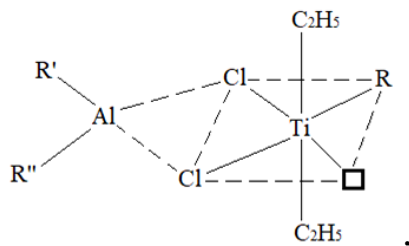
					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						16
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		





соответственно [8]). Связь переходный металл – углерод обычно стабильна только при низких температурах.

Рассмотрим растворимый комплекс (цикло- $C_5H_5$ ) $_2$ Ti (R) Cl–R' (R'') AlCl:



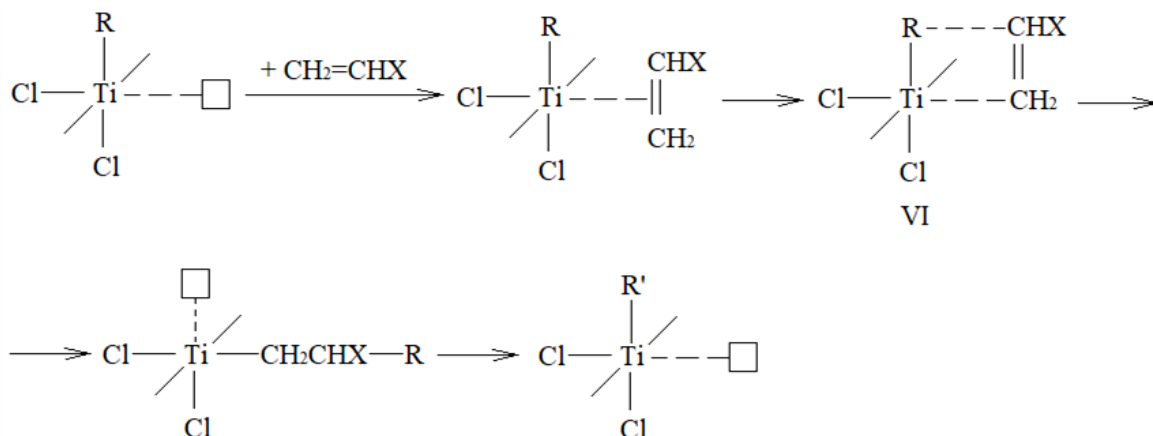
где  $C_5H_5$  – циклопентадиенильный радикал;

R – алкил;

R' и R'' – алкил или хлор;

□ – вакантное место в координационной сфере атома титана.

В исходном соединении атом титана имеет тетраэдрическую конфигурацию, при этом он координационно ненасыщен. При взаимодействии с алкилалюминием образуются мостиковые трехцентровые связи между Ti и Al, титан переходит из тетраэдрической конфигурации в октаэдрическую (он оказывается расположенным в центре правильного октаэдра) с вакантным местом в одной из вершин октаэдра, по которому и координируется молекула мономера. Схема роста цепи с координацией молекулы олефина у атома титана представлена ниже:

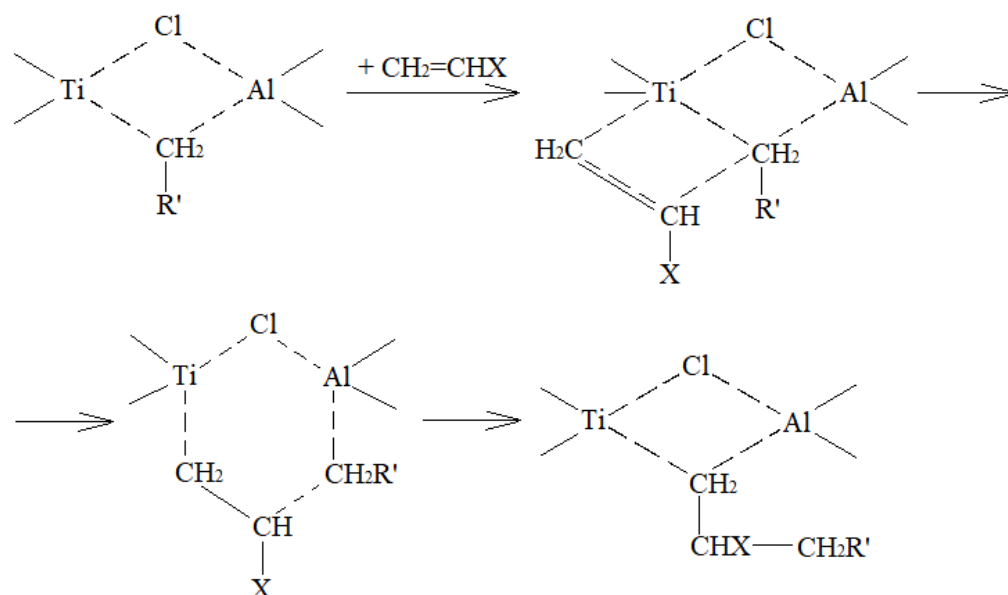


В соответствии с этим механизмом вслед за координацией мономера происходит миграция алкильной группы с образованием связи R – мономер (комплекс VI), при этом регенерируется вакантная орбиталь с ориентацией, отличающейся от исходной. Последующее присоединение молекулы мономера

к такому комплексу должно привести к формированию синдиотактической последовательности звеньев. Для протекания изотактического присоединения необходимо, чтобы полимерная цепь мигрировала в исходное положение с регенерацией исходной вакантной орбитали.

Кроме рассмотренного монометаллического механизма роста цепи существует и второй – биметаллический, предполагающий рост цепи с участием обоих атомов металлов в комплексе. В соответствии с ним происходит координация молекулы мономера по полярной связи титан – углерод и последующее внедрение в цепь через переходное шестичленное состояние VII. За исключением стадии миграции цепи при обмене ее с вакансией, мономолекулярный механизм представляется более предпочтительным.

Кинетика начального периода ионной полимеризации определяется соотношением скоростей инициирования и роста. Быстрое инициирование приводит к практически одновременному вводу в процесс всех активных центров, тогда как при медленном инициировании их концентрация возрастает в ходе полимеризации.



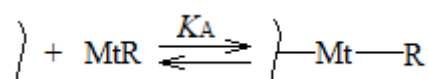
Скорость образования полимеров при ионной полимеризации определяют в наибольшей степени активностью центров  $M^*$ , которую в общем виде выражают уравнением:

$$\frac{d[M^*]}{dt} = \omega_{и} - \omega_{о},$$

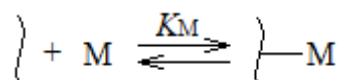
где  $\omega_n$  и  $\omega_o$  – скорости возникновения (инициирования) и гибели активных центров.

Кинетика полимеризации в гетерогенных системах (а многие из них являются трехфазными: газообразный мономер – растворитель – твердый катализатор) осложняется физическими процессами абсорбции газа жидкой фазой и диффузии растворенного вещества к твердой поверхности катализатора. Для гетерогенных систем характерна линейная зависимость скорости полимеризации от площади поверхности катализатора или от его массы. Отклонения от линейности, как правило, обусловлены указанными физическими факторами. Поэтому кинетику гетерогенной полимеризации изучают при равновесии между газовой и жидкой фазами, а также в условиях эффективного перемешивания. Обычно рассматривают процесс, состоящий из адсорбции мономера (константа адсорбционного взаимодействия  $K_M$ ) и металлоорганического соединения (константа  $K_A$ ) из раствора на поверхности соединения переходного металла с последующим ростом, передачей или обрывом цепи с участием адсорбированных веществ. Превращения на гетерогенных катализаторах схематически представлены ниже (волнистая линия – поверхность соединения переходного металла).

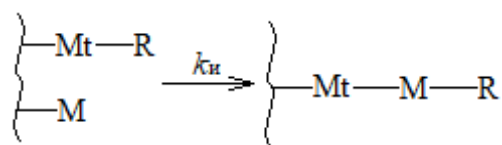
Адсорбционное взаимодействие металлоорганического соединения  $MtR$  с катализатором:



Адсорбционное взаимодействие мономера с катализатором:

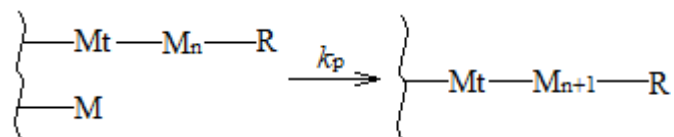


Иницирование в результате взаимодействия между адсорбированными частицами:

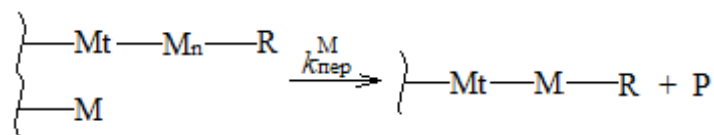


Рост цепи в результате реакции, аналогичной иницированию:

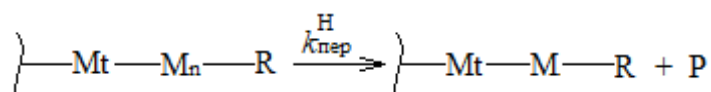
					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	Лист
						20
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



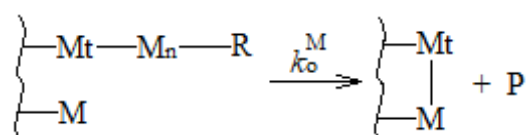
Ограничение цепи может происходить в результате передачи цепи на мономер:



(P – неактивная макромолекула), самопроизвольным внутренним переносом протона:



а также реакцией активного центра и мономера с образованием неактивной частицы:



Возможны также ограничения цепи вследствие ее передачи на переходный металл катализатора или на соединения, содержащие подвижные атомы водорода (H<sub>2</sub>, вода, спирты и т.п.).

Как уже говорилось, каждый из каталитических комплексов I–V, обладающих различной активностью, может участвовать в иницировании полимеризации. Как следствие, скорость полимеризации в зависимости от условий может возрастать или убывать во времени (показано на рисунке 5), а результирующий полимер будет иметь широкое молекулярно-массовое распределение.

Кривая 1 соответствует процессу с участием сравнительно крупных частиц катализатора, состоящих из агрегатов мелких кристаллов. При механическом разрушении под действием растущих полимерных цепей большие частицы распадаются на более мелкие, увеличивается число и поверхность частиц катализатора, и растет до некоторого постоянного значения скорость процесса.

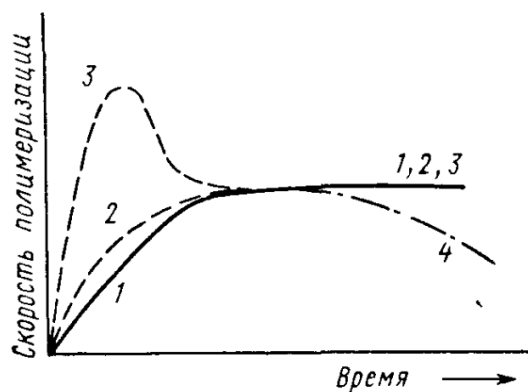


Рисунок 5 – Типичные кинетические кривые полимеризации на гетерогенных системах Циглера-Натта

Если катализатор предварительно измельчить, то промежуток времени до достижения стационарного состояния сокращается (кривая 2). В некоторых случаях скорость полимеризации резко возрастает, но затем уменьшается до постоянного значения (кривая 3). Причиной этого может быть течение процесса на различных активных центрах, в том числе и растворимых; часть этих и других типов центров быстро исчерпывается и скорость принимает значение, характерное для обычного гетерогенного процесса. Иногда наблюдается уменьшение скорости после достижения ею постоянного значения (кривая 4): это может быть следствием начинающегося разложения катализатора в случае полимеризации при повышенной температуре или диффузионных ограничений (замедленное проникновение молекул мономера к активным центрам через слой уже образовавшегося полимера).

### 1.3.2 Влияние основных параметров на процесс полимеризации

Соотношение алюминийорганического соединения к четыреххлористому титану представлено на рисунке 6 [5].

Увеличение выхода полимера (до определенного предела) с повышением мольного отношения АОС: $TiCl_4$  при постоянной концентрации титана объясняется связыванием примесей в сырье алюминийорганическим соединением, изменением состава каталитического комплекса вплоть до оптимального значения энергии связи  $Ti - C$ . Характер зависимости выхода полимера от отношения взятых для реакции АОС и четыреххлористого титана

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						22
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

сохраняются независимо от алкилирующей способности алкилалюминия. Однако абсолютные значения выхода ПЭ при одном и том же мольном соотношении АОС:TiCl<sub>4</sub> и разных алкильных составляющих отличаются. При постоянной концентрации АОС выход ПЭ увеличивается с повышением концентрации TiCl<sub>4</sub>.

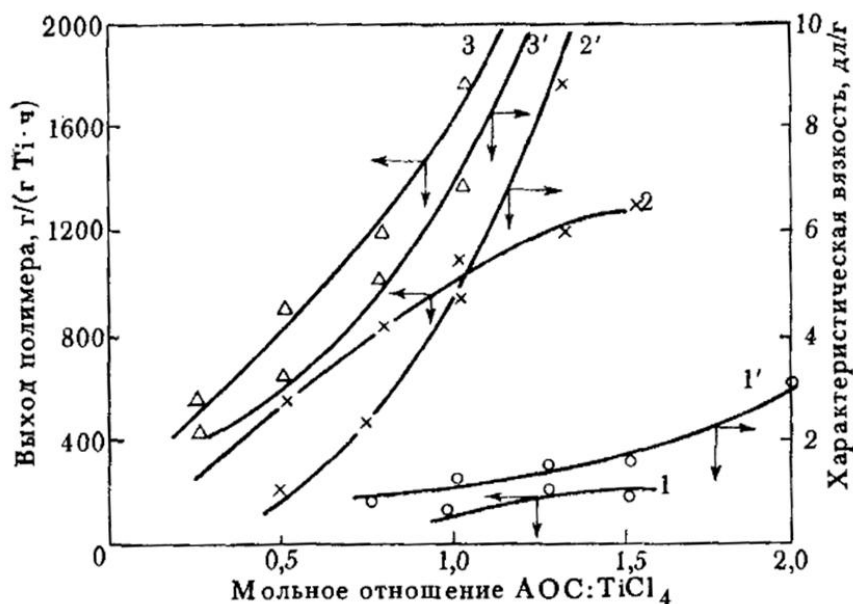


Рисунок 6 – Зависимость выхода (1, 2, 3) и характеристической вязкости (1', 2', 3') полиэтилена от мольного соотношения АОС:TiCl<sub>4</sub>

для различных каталитических систем:

1,1' – Al(C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>)<sub>2</sub>Cl – TiCl<sub>4</sub>; 2, 2' – Al(C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>)<sub>3</sub> – TiCl<sub>4</sub>; 3, 3' – Al(изо-C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>)<sub>2</sub>H – TiCl<sub>4</sub>

Время и температура смешения компонентов катализатора до подачи в реакционную среду этилена также влияют на состав катализатора и, следовательно, на его активность при полимеризации этилена. Эта зависимость представлена на рисунке 7.

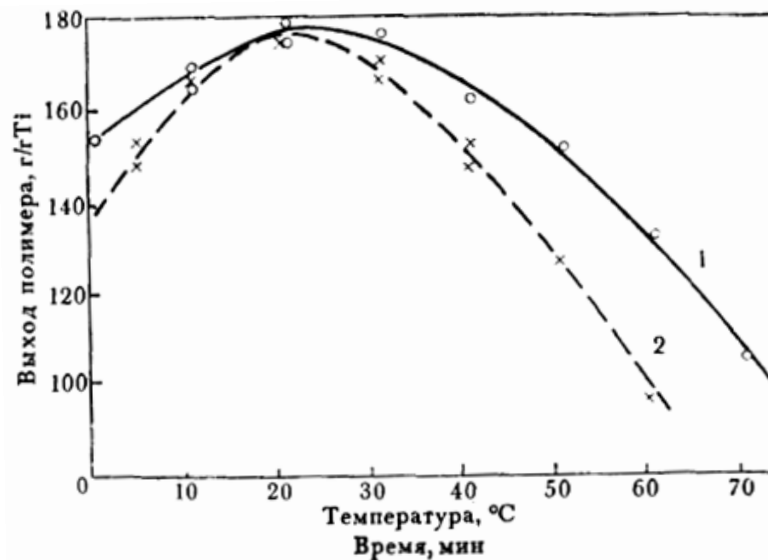


Рисунок 7 – Зависимость выхода полиэтилена от температуры при продолжительности комплексообразования 20 мин (1) и времени комплексообразования при 25 °С (2)

Имеет значение также концентрация смешиваемых компонентов катализатора: в случае применения разбавленных растворов снижается скорость полимеризации за счет связывания катализатора примесями растворителя; при повышенной концентрации растворов нарушается точность дозировки и затрудняется поддержание постоянной температуры вследствие выделения теплоты реакции.

Параметрами полимеризации этилена, влияющими на скорость процесса, являются температура в реакционной зоне, концентрация мономера, состав и концентрация катализатора и время контакта катализатора с мономером.

С повышением концентрации катализатора от 0,5 до 1,2 г/л выход полимера (по отношению к 1 г катализатора) остается постоянным. При дальнейшем повышении концентрации относительный выход снижается из-за трудности полного исчерпывания катализатора. При уменьшении концентрации катализатора ниже определенного предела расход катализатора на единицу массы полимера резко возрастает. При концентрации ниже «пороговой» процесс полимеризации прекращается. Значение этой пороговой концентрации

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата



зависит от наличия вредных примесей в реакционной среде и мольного отношения компонентов.

С увеличением концентрации мономера в растворителе (повышение давления от 0,1 до 1,0 МПа) скорость реакции линейно возрастает. Затем увеличение скорости несколько замедляется.

Скорость полимеризации этилена возрастает с ростом температуры. Однако при температурах, близких к температуре кипения растворителя, из-за резкого уменьшения растворимости этилена скорость полимеризации снижается.

Увеличение продолжительности контакта этилена с катализатором обеспечивает более глубокое его исчерпыванием, т. е. повышение выхода полимера на единицу массы катализатора. Однако при этом средняя скорость процесса падает и, следовательно, снижается производительность реактора. Кроме того, для увеличения времени контакта необходимо увеличить объем реактора.

### 1.3.3 Варианты применяемых катализаторов

Как было сказано ранее, основной каталитической системой для производства ПЭНД является система на основе четыреххлористого титана (катализаторы Циглера-Натта).

Еще одной каталитической системой является система на основе окислов металлов, к которым относятся однокомпонентные окиснохромовые катализаторы на алюмосиликатном или силикатном носителе и восстановленные гидроксидами или алкилгидридами окисномолибденовые катализаторы на окиси алюминия. При инициировании происходит восстановление 6-валентного хрома этиленом до двухвалентного с образованием связи металл – углерод [6]. На этом активном центре может координироваться мономер. При использовании окиснохромовых катализаторов реакция получения ПЭ может быть осуществлена в широком температурном интервале 60 °С – 180 °С, поэтому полимеризацию можно проводить в растворе (выше 120 °С), в суспензии (до 95 °С) или в газовой фазе (в отсутствии растворителя при температуре ниже температуры размягчения ПЭ).

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						25
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

## 1.4 Аппаратурное оформление процесса

### 1.4.1 Реакторы

В промышленности используются реакторы полимеризации трех типов: змеевиковый, автоклавный, петлевой.

Реактор змеевикового типа представляет собой змеевик из толстостенных цельнотянутых труб с внутренним диаметром 36-50 мм и толщиной стенки 17-20 мм. Трубы соединены между собой калачами. Трубы и калачи имеют водяную рубашку для нагревания или охлаждения. Объем реактора (реакционной зоны) составляет 175-200 л и более. Охлаждение осуществляется циркулирующей под давлением водой. Общий вид змеевикового реактора приведен на рисунке 8.

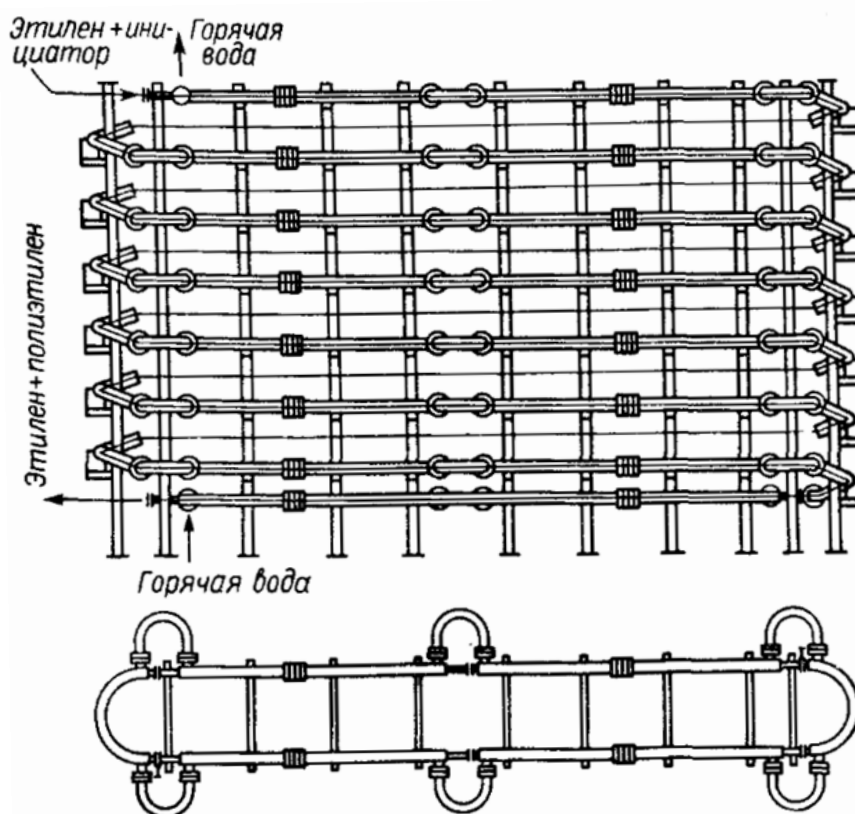


Рисунок 8 – Змеевиковый реактор

В змеевиковом реакторе, являющемся реактором идеального вытеснения, весь поток этилена находится в реакторе в течение одинакового времени, что в принципе должно способствовать более узкому молекулярно-массовому распределению получаемого полимера. Однако неравномерность распределения

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

кислорода (основное его количество расходуется в начале зоны реакции) и изменение температуры по длине зоны реакции приводит к получению полиэтилена с широким ММР.

Реактор с перемешивающим устройством представляет собой толстостенный цельнокованный цилиндрический аппарат, снабженный винтовой мешалкой. Мешалка приводится в действие экранированным электродвигателем. Аппарат снабжен охлаждающей рубашкой со спиральным движением воды или воздуха. Общий вид реактора с перемешивающим устройством приведен на рисунке 9. Верхняя и нижняя крышки аппарата уплотнены специальными самоуплотняющимися затворами с металлическими кольцевыми прокладками – обтюраторами. При повышении давления в металле обтюратора превышает предел текучести и все неплотности заполняются, что обеспечивает надежное уплотнение.

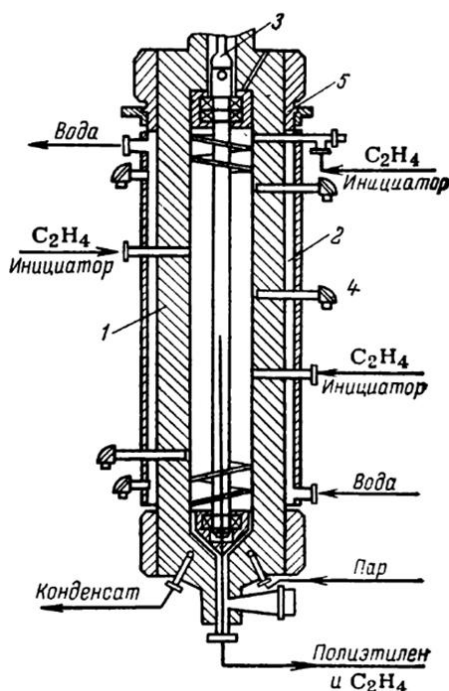


Рисунок 9 – Реактор с перемешивающим устройством:

- 1 – корпус реактора; 2 – охлаждающая рубашка; 3 – мешалка; 4 – термопары;  
5 – затвор

Реактор с перемешивающим устройством характеризуется высокой степенью перемешивания. Несмотря на различное время пребывания в реакторе

отдельных порций этилена, интенсивное перемешивание и возможность подвода инициатора в различные точки реактора создает достаточно равномерное распределение (концентрацию) инициатора по реакционному объему. Получению однородного продукта способствует очень малый перепад температур в реакторе.

Петлевой тип реакторов широко применяют при производстве полиэтилена и полипропилена. Полимеризацию можно проводить в одном или нескольких петлевых реакторах.

Суспензия полимера непрерывно циркулирует в петлевом реакторе с помощью насоса для сохранения гомогенного состояния дисперсии твердого полимера в жидкой реакционной среде. Суспензию полимера отводят из реактора, и ее можно сконцентрировать так, чтобы содержание твердых веществ на выходе из реактора превышало содержание твердых веществ в петлевом реакторе. Обычно это осуществляли с помощью колонок для отстаивания, расположенных у слива из петлевого реактора: колонки для отстаивания работают на принципе порционного действия для извлечения продукта. Концентрированную суспензию полимера продуктивно перемещают в расширительный резервуар, в котором большее количество разбавителя и не прореагировавших мономеров отгоняют для отделения твердого полимера у дна расширительного резервуара.

Для получения олефиновых полимеров и сополимеров с желаемыми составом и свойствами можно использовать второй петлевой реактор, в который для продолжения реакции полимеризации, возможно при иных условиях полимеризации, суспензия полимера поступает из первого петлевого реактора.

В ходе обычной работы полимеризационного аппарата заранее определенный градиент давления вдоль трубопровода обеспечивает непрерывное перемещение суспензии полимера из первого петлевого реактора во второй петлевой реактор.

Принципиальная схема петлевого реактора представлена на рисунке 10 [9].

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						28
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

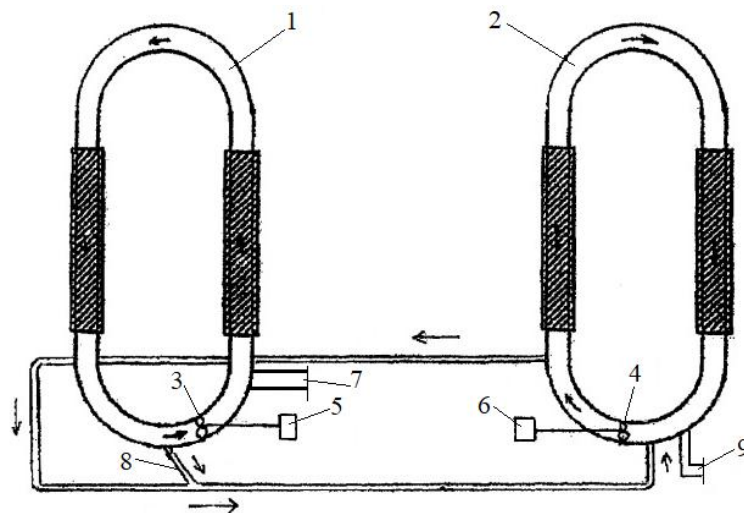


Рисунок 10 – Петлевой реактор:

1 – первый реактор; 2 – второй реактор; 3, 4 – аксиальный насос; 5, 6 – мотор;  
7 – входной патрубок; 8 – отводящий трубопровод; 9 – отводящий патрубок

Каталитические компоненты, сокатализатор, водород, а также мономеры вводят в петлевой реактор через линию 7.

Суспензия полимера из первого реактора 1 непрерывно рециркулирует внутри петлевого реактора 1 с помощью аксиального насоса 3, приводимого в действие мотором 5. Часть суспензии полимера непрерывно сливают из петлевого реактора 1 через отводящий трубопровод 8, и она поступает в трубопровод, соединяющий два петлевых реактора.

По предложенной схеме часть суспензии полимера из второго реактора 2 отводится, перемещается по трубопроводу в зону вблизи первого петлевого реактора 1, где трубопровод изгибается и окружает нижнюю часть петлевого реактора 1, возвращаясь затем обратно в петлевой реактор 2.

Насосное устройство 4 второго петлевого реактора 2 обеспечивает гидростатический напор для того, чтобы гарантировать течение суспензии полимера по трубопроводу, а также гидростатический напор для обеспечения непрерывной циркуляции суспензии в петлевом реакторе 2.

Полученную полиолефиновую суспензию, сливаемую из петлевого реактора 2 через отводящий трубопровод 9, можно подавать в

расширительный резервуар для отделения твердых полимерных частиц от жидкой фазы.

#### 1.4.2 Теплообменники

Основные типы теплообменников, используемых на установках производства ПЭ: кожухотрубчатые U-образные, типа «труба в трубе», пластинчатые рамные [10], представлены на рисунках 11, 12, 13.

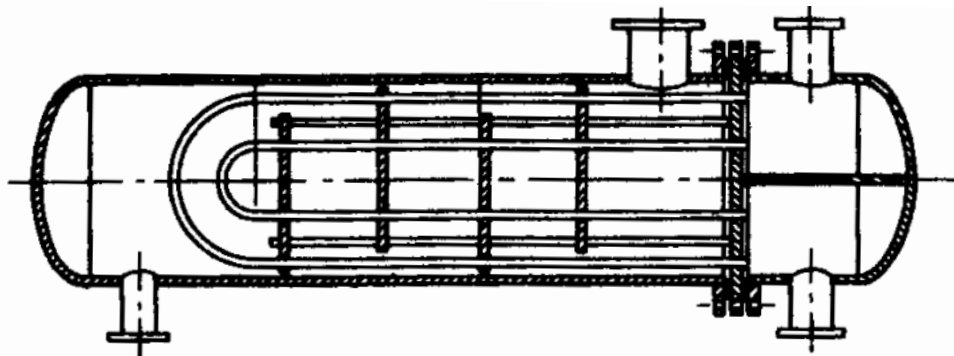


Рисунок 11 – Кожухотрубчатый теплообменник с U-образными трубами

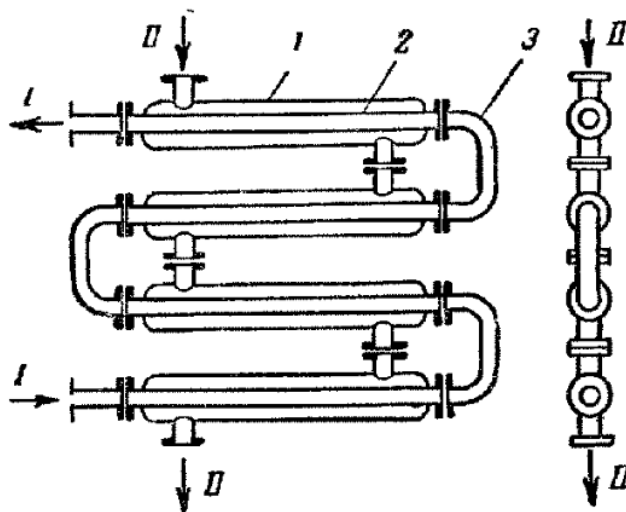


Рисунок 12 – Теплообменник типа «труба в трубе»:

1 – наружная труба; 2 – внутренняя труба; 3 – калач;

I – первый поток; II – второй поток

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

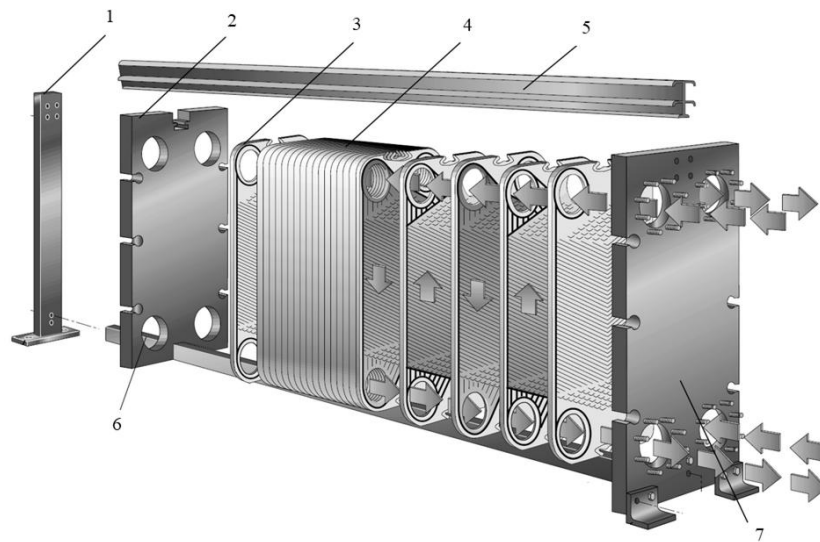


Рисунок 13 – Пластинчатый рамный теплообменник:

1 – станина; 2 – подвижная прижимная плита; 3 – уплотнение; 4 – пакет пластин; 5 – несущая база; 6 – инспекционное отверстие; 7 – неподвижная прижимная плита

### 1.4.3 Компрессоры, насосы

Для компримирования азота в системе пневмотранспорта порошка полиэтилена, для нагнетания газа разбавителя низкого давления используются винтовой компрессор, схема которого представлена на рисунке 14.

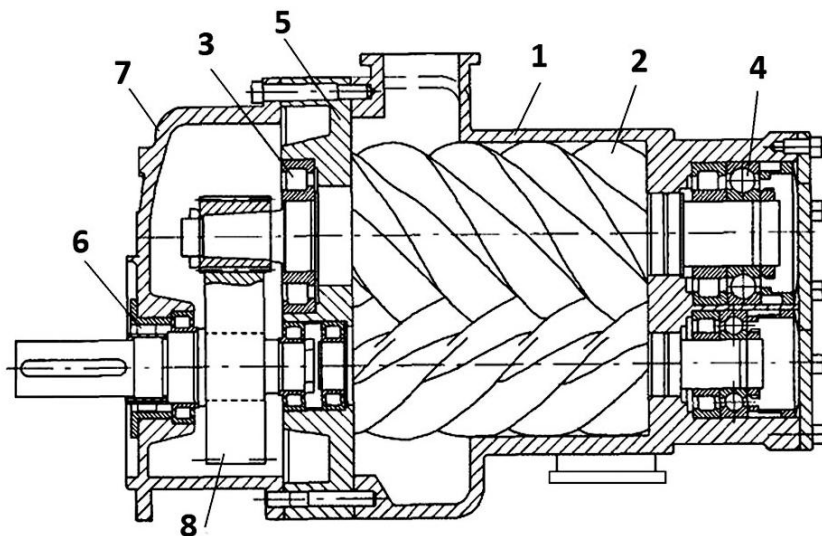


Рисунок 14 – Винтовой компрессор:

1 – корпус; 2 – роторная пара; 3 – роликоподшипник; 4 – шарикоподшипник;  
5 – корпус подшипника; 6 – уплотнение; 7 – фланец; 8 – редуктор

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

Для циркуляции суспензии в реакторах используются пропеллерные насосы; для циркуляции хладагента реакторов используются центробежные насосы. Схемы насосов представлены на рисунках 15, 16.

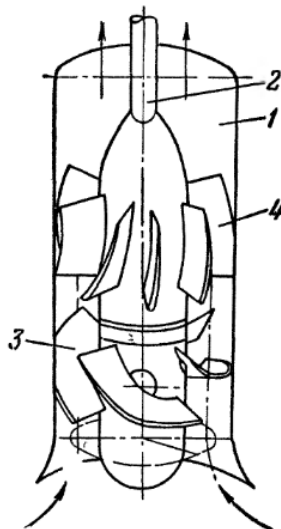


Рисунок 15 – Пропеллерный насос:

1 – корпус; 2 – вал; 3 – рабочее колесо; 4 – направляющий аппарат

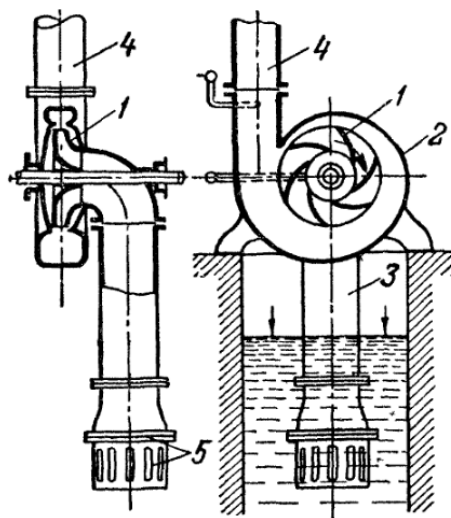


Рисунок 16 – Схема центробежного одноступенчатого насоса:

1 – рабочее колесо; 2 – корпус; 3 – всасывающий трубопровод; 4 – напорный трубопровод; 5 – приемный клапан с всасывающей сеткой

Таким образом, в литературном обзоре приводятся три основных технологии производства полиэтилена при разных давлениях. Рассматриваются катализаторы, механизм осуществления реакции и основное оборудование, которые могут применяться в процессе полимеризации этилена.

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		32



## 2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ




### 2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

#### 2.1.1 Требования к сырью

В таблице 1 представлены характеристики сырья и материалов [11].

Таблица 1 – Характеристика сырья и материалов

Наименование сырья, материалов, полупродуктов	Показатели, обязательные для проверки	Регламентируемые показатели
1	2	3
<b>Сырье</b>		
Этилен  (ВТР производства ЛПЭНП / ПЭВП ТР ЗСНХ – 10 – 18)	Содержание основного вещества, % об., не менее	99,95
	Содержание метана, %	по балансу
	Содержание этана, %	по балансу
	Содержание аргона, %	по балансу
	Содержание азота, %	по балансу
	Содержание водорода, ppm об., не более	5
	Содержание ацетилена, ppm об., не более	1
	Общее содержание углеводородов C <sub>3</sub> и выше, ppm об., не более	3
	Содержание пропадиена, ppm об., не более	входит в сум. содерж. C <sub>3+</sub>
	Содержание пропина, ppm об., не более	
	Содержание окиси углерода, ppm об., не более	0,1
	Содержание двуокиси углерода, ppm об., не более	0,1
	Содержание кислорода, ppm об., не более	0,1
	Содержание воды, ppm об., не более	0,1
	Общее содержание сернистых соединений, н-р H <sub>2</sub> S, ppm об., не более	1
	Содержание метанола, ppm об., не более	0,3
	Содержание масла, ppm масс., не более	-
Содержание кислородсодержащих соединений (C=O), ppm об., не более	0,5 (включая карбонилы, н-р МЭК)	
Содержание аммиака, ppm об., не более	входит в сум. соединения азота	

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Соловьёва Д.Е.			<b>Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»</b>	Лит.	Лист	Листов
Проез.		Лескова С.А.				У	33	80
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06	<b>АМГУ, ИФФ, 618-об</b>			
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

Продолжение таблицы 1

1	2	3
	Общее содержание азотистых соединений, ppm об., не более	0,1
	Содержание мышьяка (AsH <sub>3</sub> ), ppm об., не более	0,03
	Содержание COS, ppm об., не более	0,02
	Содержание меркаптанов, ppm об., не более	0,1
	Содержание фосфина, ppm об., не более	0,03
Водород  (ВТР производства этилена ЭП-1500 ТР ЗСНХ – 09 – 18)	Объемная доля водорода, %, не менее	99,99
	Содержание метана, ppm об., не более	100
	Содержание азота (N <sub>2</sub> +Ar), ppm об., не более	0,01
	Содержание ацетилена, ppm об., не более	5
	Содержание C <sub>2</sub> и выше, ppm об., не более	20
	Содержание аммиака, ppm об., не более	0,1
	Общее содержание азотистых соединений, ppm масс., не более	0,1
	Содержание кислорода, ppm об., не более	0,5
	Содержание окиси углерода, ppm об., не более	0,2 (суммарно CO+CO <sub>2</sub> )
	Содержание двуокиси углерода, ppm об., не более	
	Содержание серы, ppm масс., не более	1
	Содержание воды, ppm об., не более	0,5
	Бутен-1  (ВТР производства этилена ЭП-1500 ТР ЗСНХ – 09 – 18 (В случае работы с использованием привозного сомономера – стандарт поставщика))	Содержание основного вещества, % масс., не менее
Массовая доля бутена-2, %, не более		1
Содержание других изомеров C <sub>4</sub> , ppm масс.		по балансу
Содержание ацетиленов, ppm масс., не более		5
Содержание пропадиена, ppm масс., не более		5
Содержание бутадиена-1,3, ppm масс., не более		50
Содержание бутадиена-1,2, ppm масс., не более		5
Массовая доля C <sub>1</sub> -C <sub>3</sub> , %, не более		0,1
Содержание циклопентадиена, ppm масс., не более		0,05
Общее содержание C <sub>5</sub> , ppm масс., не более		200
Содержание насыщенных C <sub>6</sub> -C <sub>12</sub> , ppm масс., не более		50

Продолжение таблицы 1

1	2	3
	Содержание карбониллов (ацетальдегид), ppm масс., не более	5
	Общее содержание спиртов (метанол), ppm масс., не более	5
	Содержание МТБЭ, ppm масс., не более	3
	Содержание окиси углерода, ppm масс., не более	1
	Содержание двуокиси углерода, ppm масс., не более	2
	Содержание аммиака, ppm масс., не более	5
	Содержание азотистых соединений (NO+NO <sub>2</sub> ), ppm масс., не более	5
	Содержание кислорода, ppm масс., не более	1
	Содержание воды, ppm масс., не более	20
	Общее содержание сернистых соединений в пересчете на сероводород, ppm масс., не более	1
	Содержание пероксида (активный O <sub>2</sub> ), ppm масс., не более	1
	Содержание водорода, ppm масс., не более	50
	Массовая доля азота и аргона, %, не более	0,1
	Содержание фосфина, ppm масс., не более	0,03
	Содержание арсина, ppm масс., не более	0,03
	Общее содержание хлоридов, ppm масс., не более	1
Гексен-1 (Стандарт поставщика)	Содержание основного вещества, % масс., не менее	99
	Массовая доля н-альфа олефинов, %, не менее	99
	Массовая доля C <sub>6</sub> , %, не менее	99,9
	Массовая доля <C <sub>6</sub> , %	0,01
	Массовая доля >C <sub>6</sub> , %	0,01
	Массовая доля цис- и транс-2-гексена, %	0,07
	Массовая доля парафинов, %, не более	0,3
	Массовая доля винилиденовых олефинов, %, не более	0,1
	Массовая доля олефинов (с внутренней двойной связью и разветвленных), %, не более	1
	Содержание карбониллов, ppm масс., не более	1

Продолжение таблицы 1

1	2	3	
	Содержание пероксида (активный O <sub>2</sub> ), ppm масс., не более	1	
	Содержание окиси углерода, ppm масс., не более	1	
	Содержание двуокиси углерода, ppm масс., не более	1	
	Содержание спиртов (-ОН), ppm масс., не более	5	
	Содержание ароматических УВ, ppm масс., не более	0,2	
	Содержание бензола, ppm масс., не более	1	
	Содержание аммиачных соединений (NH <sub>3</sub> ), ppm масс., не более	5	
	Содержание кислорода, ppm масс., не более	1	
	Содержание воды, ppm масс., не более	25	
	Содержание гексадиена-1,3, ppm масс., не более	10	
	Общее содержание сернистых соединений (H <sub>2</sub> S), ppm масс., не более	1	
	Общее содержание хлоридов, ppm масс., не более	1	
	Содержание нелетучих веществ, ppm масс., не более	1	
	Изобутан (Стандарт поставщика)	Массовая доля основного вещества, %, не менее	98,5
		Массовая доля н-бутана, %, не более	1
Массовая доля пропана, %, не более		0,2	
Содержание бутена-1, ppm масс., не более		97	
Содержание бутадиена, ppm масс., не более		3	
Общее содержание C <sub>1</sub> -C <sub>3</sub> , ppm масс., не более		0,2	
Содержание ацетилена, ppm масс., не более		0,5	
Общее содержание C <sub>5</sub> и выше, ppm масс., не более		420	
Содержание ароматических углеводородов, ppm масс., не более		18	
Содержание бензола, ppm масс., не более		1,3	
Содержание карбониллов, ppm масс., не более			
– Метилэтилкетон		5	
– Ацетальдегид		3	
Содержание спиртов (-ОН), ppm масс., не более	6		

Продолжение таблицы 1

1	2	3
	Содержание окиси углерода, ppm масс., не более	100
	Содержание двуокиси углерода, ppm масс., не более	100
	Содержание водорода, ppm масс., не более	9
	Содержание аммиака, ppm масс., не более	1
	Содержание кислорода, ppm масс., не более	200
	Содержание воды, ppm масс., не более	10
	Общее содержание серы, ppm масс., не более	30
	Общее содержание хлоридов, ppm масс., не более	1
	Бромное число, мг Br <sub>2</sub> /кг, не более	300
<b>Катализаторы</b>		
Хромовый катализатор (хром на окиси кремния) С-24340  (Стандарт поставщика)	Массовая доля Cr и соединений хрома (III), %	1
	Массовая доля соединений кремния, %	90
Хромовый катализатор ER30X  (Стандарт поставщика)	Массовая доля синтетического аморфного кремния, %, более	85
	Массовая доля воды, %, менее	10
	Массовая доля соединений хрома (III), %, менее	5
	Значение pH ( 5 % вещества в воде)	3-10
Хромовый катализатор Magnarone 963  (Стандарт поставщика)	Плотность (насыпная), кг/м <sup>3</sup>	400-600
	Температура плавления, °С, не менее	999
	Растворимость в воде, % масс.	частично растворим
Хромовый катализатор PD 11074  (Стандарт поставщика)	Массовая доля синтетического аморфного диоксида кремния, % масс., более	86
	Массовая доля соединений хрома (III), % масс., менее	2,5
	Массовая доля воды, %, менее	6
	Значение pH (5% вещества в воде)	3-10
Катализатор Циглера MT 2510 в гексане  (Стандарт поставщика)	Содержание хлора, г/кг	390±80
	Содержание титана, г/кг	160±43
	Содержание магния, г/кг	41±12
	Продуктивность, г ПЭ/г кат, не менее	15000
	Размер частиц катализатора D50, микрон	7±5
	Концентрация твердых веществ катализатора в углеводородах, % масс., не менее	15

Продолжение таблицы 1

1	2	3
Катализатор Циглера МТ 4510 в гексане  (Стандарт поставщика)	Содержание хлора, г/кг	500±100
	Содержание титана, г/кг	130±41
	Содержание магния, г/кг	75±25
	Продуктивность, г ПЭ/г кат, не менее	14000
	Размер частиц катализатора D50, микрон	8±5
	Концентрация твердых веществ катализатора в углеводородах, % масс., не менее	15
Катализатор Циглера МТ 2515 в гексане  (Стандарт поставщика)	Содержание хлора, г/кг	390±80
	Содержание титана, г/кг	160±43
	Содержание магния, г/кг	41±12
	Продуктивность, г ПЭ/г кат, не менее	21000
	Размер частиц катализатора D50, микрон	7±5
	Концентрация твердых веществ катализатора в углеводородах, % масс., не менее	15
Катализатор Циглера МТ 6515 в гексане  (Стандарт поставщика)	Содержание хлора, г/кг	520±100
	Содержание титана, г/кг	130±41
	Содержание магния, г/кг	60±20
	Продуктивность, г ПЭ/г кат, не менее	18200
	Размер частиц катализатора D50, микрон	7±4
	Концентрация твердых веществ катализатора в углеводородах, % масс., не менее	15
<b>Сокатализаторы</b>		
Триэтилалюминий  (Стандарт поставщика)	Содержание триэтилалюминия, % масс., более	94
	Содержание трибутилалюминия, % масс., менее	6
Триэтилборан в гексане (Стандарт поставщика)	Массовая доля активного компонента (триэтилборана), % масс.	25
<b>Добавки и реагенты</b>		
Антистатик: Chemax X-997  (Стандарт поставщика)	Массовая доля основного вещества, %, не менее	50
	Содержание изопропанола, % масс., менее	1
	Содержание воды, % масс., менее	1
	Цветность по шкале Гарднера, менее	5
	Значение pH (5% раствор в пропаноле)	6-9
	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	620-830
	Растворимость в воде, % масс.	не растворим
<b>Промежуточные продукты</b>		
Хромовый катализатор активированный (Cr VI)	Растворимость в воде	не растворим
	Содержание оксида хрома (VI), % масс., менее	3

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.161872.180301.ПЗ

Лист

38

1	2	3
	Содержание диоксида титана, % масс., менее	5
	Содержание окиси алюминия, % масс., менее	5
	Содержание синтетического аморфного диоксида кремния, % масс., более	85

### 2.1.2 Требования к качеству выпускаемой продукции

Стандартные свойства порошков полиэтилена высокой плотности, выпускаемых на Линиях 1 и 2 Производства, и дополнительная информация представлены в таблицах 2, 3 согласно исходным данным Лицензиара процесса.

Обозначение марок гранулированного полиэтилена приведено по Техническим условиям «Полиэтилен Технические условия ТУ 20.16.10-006-81060768-2018», «Полиэтилен высокой плотности для производства труб Технические условия ТУ 20.16.10-014-81060768-2018» и соответственно номенклатуре Лицензиара процесса.

Таблица 2 – Характеристика продукции – порошка полиэтилена

Характеристика	Порошок Тип 1	Порошок Тип 2А	Порошок Тип 2В	Порошок Тип 3
	Мономодальный (хромовый катализатор)	Бимодальный (катализатор Циглера тип А)	Бимодальный (катализатор Циглера тип В)	Мономодальный (катализатор Циглера)
1	2	3	4	5
Размер средней частицы $d_{50}$ (ситовой анализ по методу SL-QC004), мкм	мин. 570 ном. 610 – 660 макс. 770	мин. 190 ном. 215 – 295 макс. 325	мин. 100 ном. 110 – 160 макс. 190	мин. 230 ном. 235 – 290 макс. 560
Насыпная плотность свободно оседающего порошка (измеряется по SL-QC003), кг/м <sup>3</sup>	мин. 340 ном. 360 – 440 макс. 560	мин. 340 ном. 380 – 440 макс. 560	мин. 340 ном. 370 – 440 макс. 560	мин. 340 ном. 440 – 520 макс. 560
Насыпная плотность уплотненного порошка, кг/м <sup>3</sup>	может быть на 17 % выше, чем насыпная плотность свободно оседающего порошка с макс. 610 кг/м <sup>3</sup>			

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4	5
Плотность полимера (по SL-QC002), кг/м <sup>3</sup>	936 – 963	941 – 955	941 – 955	936 – 963
Температура, °С	мин. Т окруж. среды ном. 60 – 90 макс. 95			
Угол естественного откоса	25 – 45 от горизонтали			
Эффективный угол внутреннего трения	25 – 50			
Угол трения о стенку	10 – 25 (среднеквадратичное отклонение шероховатости поверхности материала стенки CS 125)			
Текучесть	от отличной до хорошей			
Абразивность	не абразивен к металлу может быть абразивным к неметаллам.			
Остаточные углеводороды C <sub>2</sub> -C <sub>6</sub> (общее содержание летучих веществ при 100 °С) по SL-QC202, ppm в весовом соотношении	мин. 10 – макс. 500 (на выходе дегазатора порошка)			
Температура размягчения по Вика (1 кг), °С	110 – 132			
Температура размягчения по Вика (5 кг), °С	64 – 80			
Стандартная удельная теплоемкость при комнатной температуре, кДж/кг·К	2,5 – 2,6			

Допустимое содержание кислорода, для предотвращения ухудшения свойств полимера: ≤ 500 ppm об.

Таблица 3 – Характеристики марок полиэтилена

Марка полиэтилена	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Показатель текучести расплава, г/10 мин (190 °С, масса груза 2,16 кг/ *5 кг/ ** 21,6 кг)
1	2	3
HD03580 SB HD03580 GP	958	0,3



1	2	3
HD80530 FE HD80530 GP	953	8**
HD03594 PE	959	0,3*
HD15490 FE HD15490 GP	949	15**
HD04550 SB HD04550 GP	955	0,35
HD10520 LB HD10520 GP	952	10**
HD10500 FE HD10500 GP	950	10**
HD14380 FE HD14380 GP	938	14**
HD02550 SB HD02550 GP	955	0,2**
HD60502 SB HD60502 LB HD60502 GP	950	6**
HD19550 LB HD19550 GP	955	1,9**
HD48572 IM HD48572 GP	957	4,8
HD85610 IM HD85610 GP	961	8,5
HD85612 IM HD85612 GP	961	8,5
HD85520 FE HD85520 GP	952	8,5*
HD02594 RC	959	0,3*

Полиэтилен низкого давления изготавливается в соответствии с требованиями ГОСТ 16338-85 «Полиэтилен низкого давления» по технологическому регламенту.

## 2.2 Описание принципиальной технологической схемы

Принципиальная схема производства полиэтилена высокой плотности приведена в приложении.

### 2.2.1 Подготовка и подача катализатора

В составе производства ПЭВП предусмотрена запатентованная система подачи катализатора, предназначенная для подачи катализатора Циглера, используемых в технологии Innovene™.

Высокая производительность системы подачи катализатора предполагает минимальные объемы обращения катализатора и позволяет минимизировать время пребывания катализатора на стадии подготовки с минимизацией потерь.

Катализатор Циглера поставляется на производство ПЭВП со склада ОЗХ Комплекса в транспортных емкостях. Катализатор Циглера представляет собой суспензию катализатора в растворителе – гексане, и твердые частицы катализатора в процессе хранения и транспортировки оседают в транспортной емкости. Перед использованием в процессе подготовки катализатора к полимеризации необходимо проведение повторного суспендирования катализатора.

Суспендирование катализатора в транспортных емкостях осуществляется в гомогенизаторах. Гомогенизаторы снабжены электродвигателями с частотно регулируемые приводами. Суспензия катализатора подается насосом Н-1 в реакторы полимеризации Р-1 и Р-2.

### 2.2.2 Разгрузка и подача сокатализаторов

Подача сокатализатора из транспортного контейнера осуществляется с помощью стационарной трубопроводной системы. Перед монтажом гибкое соединение вручную продувается азотом для предотвращения попадания воздуха и воды. Из питающих емкостей сокатализатор ТЭА подается с помощью дозирочного насоса Н-2 в реакторы полимеризации Р-1 и Р-2.

### 2.2.3 Подготовка и подача сырья

#### 2.2.3.1 подача этилена

Очищенный этилен с температурой 32 °С – 35 °С давлением 5,1–5,14 МПа поступает по трубопроводу с производства ЛПЭНП/ПЭВП. От границы установки этилен подается на две технологические Линии производства ПЭВП. В случае несоответствия качественных показателей этилена требованиям технологии Innovene™ S по содержанию воды, а также в период пуска

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	Не докум.	Подп.	Дата		42

предусмотрена возможность дополнительной очистки этилена в адсорбере, заполненном адсорбентом AxSorb 537 1.6 (Axens). Далее очищенный этилен подается в секцию полимеризации в питающие коллекторы реакторов полимеризации Р-1 и Р-2.

#### 2.2.3.2 Подача изобутана

Сжиженный изобутан подается по трубопроводу при давлении 0,8 МПа от сетей Комплекса на установку по производству ПЭВП и, как правило, соответствует техническим условиям Innovene™ S, за исключением требований к концентрации воды, кислорода, окиси углерода, двуокиси углерода и соединений серы. С целью получения необходимого качественного состава свежий изобутан направляется на адсорбцию, где происходит осушка и очистка газа от веществ, которые влияют на процесс полимеризации.

Подача свежего изобутана предназначена для компенсации незначительных потерь изобутана на участках полимеризации и регенерации растворителя, а также для поддержания достаточного количества разбавителя в емкости орошения, необходимого для надлежащего применения используемой технологии.

#### 2.2.3.3 Подача сомономеров

Бутен-1, который используется в качестве сомономера в производстве некоторых марок с катализатором Циглера с целью регулирования плотности полимера, подается при давлении 0,8 МПа по трубопроводу на производство ПЭВП и, как правило, соответствуют требованиям технологии Innovene™ S, за исключением требований к концентрации воды и метил-трет-бутилового эфира. С целью удаления воды и МТБЭ сомономер подается на адсорбцию.

Количество подаваемого сомономера задается оператором в зависимости от количества подаваемого этилена (по соотношению сомономер/этилен для каждого реактора).

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						43
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

#### 2.2.3.4 Подача водорода

Водород с давлением 5,5 МПа от сетей ОЗХ Комплекса по трубопроводу поступает на Установку. Водород соответствует техническим требованиям технологии Innovene™ S в отношении качества и параметров для подачи в реакторы полимеризации, таким образом, не требуется его очистка и дополнительное компримирование. Далее водород подается в секцию полимеризации в питающие коллекторы реакторов полимеризации P-1 и P-2.

#### 2.2.4 Полимеризация

В состав сектора полимеризации входит следующее оборудование:

- Первый реактор полимеризации P-1;
- Второй реактор полимеризации P-2;
- Насос циркуляции первого реактора Н-3;
- Насос циркуляции второго реактора Н-4.

Полимеризация проходит при температуре 70 °С – 110 °С и давлении 2,5 – 4,0 МПа в системе суспензионного контурного реактора, где образуются частицы полимера и растут, находясь во взвешенном состоянии, в инертном легком углеводородном разбавителе (изобутане), который содержит смесь этилена, водорода, сомономера и катализатора.

Реакторы петлевого типа имеют относительно небольшой диаметр и большую длину. Концы трубы соединены друг с другом, образуя реакционный контур большой протяженности.

Циркуляция реакционной смеси обеспечивается осевыми лопастными насосами реакторов P-1 или P-2, встроенные в нижних коленах первых секций контуров реакторов.

Реакция полимеризации сопровождается выделением значительного количества тепла, которое с высокой эффективностью переносится разбавителем к стенкам реактора. Отвод тепла через стенки реакторов и поддержание заданной температуры реакции осуществляется подачей охлаждающей деминерализованной воды в рубашки реакторов.

На вход реакторов полимеризации для обоих режимов поступают:

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						44
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

- этилен и водород с границы установки;
- тяжелая фракция восстановленного разбавителя (содержащая сомономер бутен-1) и легкая фракция восстановленного разбавителя из секции сепарации и регенерации разбавителя;
- сокатализатор от узла выгрузки и подачи сокатализатора;
- катализатор из системы подачи катализатора.

Этилен подается в секцию полимеризации с давлением 5,1 МПа и температурой 34 °С. Концентрация этилена в реакционной смеси поддерживается в рабочем диапазоне от 1,8 % до 8 % мол.

В реакторах возможно образование этана в результате этанизации и поступления этана вместе с мономером. Этанизация происходит в результате реакции этилена с водородом в присутствии катализатора Циглера.

В секцию полимеризации водород поступает с давлением 5,5 МПа и температурой 38 °С. Концентрация водорода в реакционной смеси поддерживается в рабочем диапазоне от 0,05 % до 1,8 % мол. в зависимости от используемого катализатора и производимой марки полиэтилена.

Легкая фракция регенерированного разбавителя на границу сектора полимеризации с давлением 5,6 МПа и температурой 29 °С.

Тяжелая фракция регенерированного разбавителя, содержащего сомономер в заданном количестве, подается на границу сектора полимеризации с давлением 5,58 МПа и температурой 54 °С.

В мономодальном режиме оба реактора соединены напрямую через линию транспортировки. В этой линии транспортировки образуется определенный перепад давления, который является причиной того, что в первом реакторе давление несколько выше, чем во втором.

### 2.2.5 Система охлаждения реакторов

Реакция полимеризации протекает с выделением тепла. Отвод тепла и поддержание необходимого температурного режима в реакторах осуществляется с помощью собственного замкнутого контура охлаждения, где в качестве хладагента используется деминерализованная вода.

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						45
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

В составе каждой технологической линии предусмотрена собственная система охлаждения реакторов.

В состав контура охлаждения входит следующее оборудование:

- Буферная емкость хладагента реактора Е-1;
- Циркуляционные насосы хладагента реактора Н-5, Н-6;
- Холодильник хладагента реактора Х.

Буферная емкость хладагента Е-1 предназначена для постоянного поддержания необходимого уровня воды ( $2200 \pm 500$ ) мм, при температуре около  $60 \text{ }^\circ\text{C}$  для предотвращения возникновения условий для кавитации в циркуляционных насосах хладагента реактора, приводящая к сбою охлаждения реактора с его возможной закупоркой. Для подпитки хладагента контура охлаждения реакторов предусмотрена подача деминерализованной воды насосом Н-7.

Система регулирования температуры в реакторе представляет собой замкнутый контур. Вода циркулирует через рубашки реакторов при помощи насосов хладагента Н-5 и Н-6 («5» в работе, «6» в резерве) проходя через холодильник Х, в котором удаляется тепло реакции полимеризации посредством охлаждения оборотной водой (до температуры  $33 \text{ }^\circ\text{C}$ ).

#### 2.2.6 Узел концентрирования твердых веществ

В состав узла концентрирования твердых веществ входит следующее оборудование:

- Гидроциклоны ГЦ-1, ГЦ-2;
- Насос гидроциклона Н-8, Н-9.

Суспензия из реактора Р-2 поступает на концентрирование в гидроциклоны ГЦ-1 и ГЦ-2.

Реакционная смесь из верхней части гидроциклонов рециркулирует во второй реактор с помощью насосов Н-8 и Н-9. Концентрированная суспензия из нижней части гидроциклонов поступает в подогреватели суспензии П-1 и П-2.

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						46
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

### 2.2.7 Подогреватели суспензии

В состав узла, состоящего из двух линий, входит следующее оборудование:

- Подогреватели суспензии П-1, П-2;
- Емкость конденсата подогревателей суспензии Е-2.

Подогреватели П-1 И П-2 предназначены для испарения всего разбавителя из суспензии перед поступлением порошка в сепаратор высокого давления С. Одновременно они также нагревают порошок, что играет важную роль для эффективности работы системы дегазации, расположенной далее по процессу.

Подогреватели суспензии П-1 и П-2 работают параллельно. Процесс нагрева суспензии и испарения разбавителя осуществляется при температуре 85 °С – 90 °С и давлении в рабочем диапазоне от 1,75 до 3,7 МПа. Подвод тепла к испарителям осуществляется подачей пара крайне низкого давления (VLLS), который вырабатывается в пароохладителе из конденсата и пара низкого давления.

### 2.2.8 Выделение и дегазация порошка полиэтилена

Система дегазации порошка предназначена для отделения произведенного порошкообразного полимера ПЭВП от содержащихся в нем паров углеводородов путем снижения давления для максимально эффективной дегазации углеводородов, при этом выделяя максимальное количество углеводородов – изобутана в сепараторе высокого давления для возврата в реакционный процесс.

В технологии Innovene™ S предусматривается использование легкого разбавителя – изобутана, что значительно облегчает дегазацию порошка с помощью простого, надежного и более рентабельного оборудования.

Полученный на стадии полимеризации порошок ПЭВП не содержит парафинов, что исключает необходимость в депарафинизационной установке. Порошок содержит минимальное количество остаточных углеводородов, бла-

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

годаря чему значительно повышается эффективность дегазации по технологии Innovene™ S.

Для беспрепятственной транспортировки порошка из системы сепарации высокого давления в систему низкого давления должен быть обеспечен достаточный перепад давления не менее 0,4 МПа.

Суспензия полиэтилена после нагрева до температуры 86,5 °С – 90 °С в подогревателях суспензии П-1 и П-2 поступает в сепаратор высокого давления С, где происходит основное отделение порошка от паров разбавителя при высоком давлении.

Отделение порошка от паров разбавителя осуществляется при давлении 0,75 – 1,05 МПа. Отогранный разбавитель (в газовой фазе) содержит некоторое количество мелких фракций ПЭВП, поэтому газовый поток из сепаратора ВД поступает в циклон Ц-3 для выделения основной части мелких частиц.

После отделения паров разбавителя порошок из сепаратора ВД направляется в дегазатор ДГ, где отделение паров разбавителя осуществляется при низком давлении. Для надежного отключения системы высокого давления (сепаратор ВД) от системы низкого давления (дегазатор ДГ) предусмотрена специальная система транспортировки полимера, включающая емкости разгрузки сепаратора ВД Е-3 и Е-4 и систему отсечных клапанов, входящую в систему ПАЗ.

Для порционной передачи порошка из системы высокого давления в систему низкого давления используется принцип шлюзового бункера, позволяющий исключить утечку газа высокого давления. Прием порошка из сепаратора ВД в емкости разгрузки Е-3 и Е-4 и последующая выдача порошка в дегазатор осуществляется попеременно.

На входе в дегазатор порошок ПЭВП "сухой", но все еще насыщен мономером и разбавителем. Поток порошка, поступающий из сепаратора ВД в дегазатор, сопровождается газообразными углеводородами, захваченными порами частиц полимера. Также в порошке содержатся жидкие углеводороды

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						48
Изм.	Лист	Не докум.	Подп.	Дата		



вследствие внутренней пористости полимера и ограничений, предотвращающих выход жидких углеводородов из частиц полимера.

Дегазация порошка ПЭВП осуществляется при давлении 0,025 – 0,040 МПа и температуре 65 °С – 95 °С. В дегазаторе происходит отдувка из порошка остаточного количества углеводородов продувочным газом.

Коническая часть дегазатора оснащена рубашкой для подачи пара очень низкого давления в пусковой период работы.

Поток отходящих из дегазатора газов, содержащих пыль полимера, проходят очистку на фильтре Ф-1, установленном на штуцере верхней части дегазатора, направляется на дальнейшую фильтрацию на фильтрах верхнего погона Ф-2 и далее в систему регенерации разбавителя.

Из дегазатора ДГ порошок ПЭВП поступает в пневмотранспортную систему, в которой используется азот НД, и пневмотранспортом направляется в силосы порошка.

В состав узла фильтрации отходящих газов из сепаратора ВД для линии 1 входит следующее оборудование:

- Циклон верхнего погона сепаратора ВД Ц-3;
- Бункер циклона сепаратора ВД Е-5;
- Фильтр верхнего погона сепаратора ВД Ф-3;
- Фильтр Ф-4.

Система фильтрации отходящей из сепаратора ВД парогазовой смеси (в основном паров разбавителя – изобутана) предназначена для фильтрации паров разбавителя, возвращаемых в процесс и последующей регенерации разбавителя высокого давления.

Поток отходящих газов, содержащих твердые частицы полиэтилена, поступает из сепаратора ВД в циклон Ц-3, а затем в систему фильтрации, где осуществляется последовательная очистка паров разбавителя на фильтрах Ф-3 и Ф-4.

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						49
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Твердая фаза (частицы полиэтилена) из циклона Ц-3 и фильтров Ф-3 поступает в дегазатор ДГ. Отфильтрованная парогазовая смесь после фильтров Ф-4 направляется в систему сепарации и регенерации разбавителя.

Циклон верхнего погона сепаратора ВД Ц-3 установлен для сокращения нагрузки последующих фильтров верхнего погона. Эффективность циклона по удалению частиц размером 45 мкм составляет минимум 98 %, по удалению частиц размером 5 мкм – 60 %. Параметры технологического режима на входе в циклон составляют: давление – 0,70 – 1,05 МПа, температура – 80 °С – 90 °С. Удаленные частицы полиэтилена из циклона поступают в бункер Е-5, который отделяет систему высокого давления от системы низкого давления.

Из циклона Ц-3 пары разбавителя, содержащие до 2 % твердой фазы, поступают на фильтры Ф-3, эффективность которых составляет 99 %.

### 2.3 Материальный баланс

При заданной производительности одной из двух технологических линий по гранулированному полиэтилену  $G_{пэ} = 350000$  т/год, на основании данных использования рабочего времени принимаем число часов работы в году  $Z = 8000$  часов и рассчитываем часовую производительность, кг/ч:

$$G_{п} = \frac{G_{пэ} \cdot 1000}{Z} = \frac{350000 \cdot 1000}{8000} = 43750 \text{ кг/ч} \quad (1)$$

С учетом получения некондиционного полимера на стадии экструзии (0,1 %) [12] необходимо получить порошка ПЭ:

$$43750 \cdot 1,001 = 43793,750 \text{ кг/ч} \quad (2)$$

Количество потерь полимера на стадии экструзии:

$$43793,750 - 43750 = 43,75 \text{ кг/ч} \quad (3)$$

С учетом потерь мелкодисперсного порошка на стадии дегазации (0,09 %) [12] необходимо получить порошка ПЭ:

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						50
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

$$43793,750 \cdot 1,0009 = 43833,164 \text{ кг/ч} \quad (4)$$

Количество потерь полимера на стадии дегазации:

$$43833,164 - 43793,750 = 39,414 \text{ кг/ч} \quad (5)$$

Материальный баланс 1 линии производства ПЭВП представлен в таблице 4.

Таблица 4 – Материальный баланс

Приход				Расход			
Вещество	% масс.	кг/ч	т/год	Вещество	% масс.	кг/ч	т/год
1	2	3	4	5	6	7	8
Этилен:	99,500	47822,367	382578,937	Порошок ПЭВП:	91,200	43833,164	350665,312
этилен	99,950	47798,456	382387,648	товарный	99,810	43750,000	350000,000
этан	0,050	23,911	191,289	на потери экструзии	0,100	43,750	350,000
Водород:	0,020	9,613	76,900	на потери дегазации	0,090	39,414	315,312
Бутен-1:	0,200	96,125	769,003	Катализатор	0,090	43,256	346,051
бутен-1	99,000	95,164	761,313	Отходящие газы:	8,710	4186,259	33490,075
бутен-2	1,000	0,961	7,690	этилен	18,300	766,085	6128,684
Изобутан:	0,090	43,256	346,051	изобутан	23,810	996,748	7973,987
изобутан	98,500	42,608	340,861	водород	21,350	893,766	7150,131
н-бутан	1,000	0,433	3,461	этан	12,480	522,445	4179,561
пропан	0,200	0,087	0,692	гексан	8,340	349,134	2793,072
Катализатор Циглера МТ 2510	0,096	46,140	369,121	бутен	15,720	658,080	5264,640
ТЭА:	0,004	1,923	15,380				
триэтилалюминий	95,000	1,826	14,611				
трибутилалюминий	5,000	0,096	0,769				
Газы продувки:	0,090	43,256	346,051				
азот	99,500	43,040	344,321				
водяной пар	0,500	0,216	1,730				
ИТОГО:	100,000	48062,680	384501,439	ИТОГО:	100,000	48062,680	384501,439

## 2.4 Тепловой баланс

Для определения количества необходимой деминерализованной воды для охлаждения реакторов рассчитаем тепловые потоки реактора.

$$Q_1 + Q_2 + Q_{\text{хр}} = Q_3 + Q_{\text{п}} + Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пот}}, \quad (6)$$

где  $Q_1$  – тепловой поток этилена на реакцию;

$Q_2$  – тепловой поток водорода;

$Q_{\text{хр}}$  – тепловой эффект химической реакции;

$Q_3$  – тепловой поток уходящего газа;

$Q_{\text{п}}$  – тепловой поток порошка;

$Q_{\text{исп}}$  – тепловой поток испарившейся деминерализованной воды;

$Q_{\text{пот}}$  – теплопотери.

Приход тепла с этиленом:

$$Q_1 = G_1 \cdot c_1 \cdot T_1 + G_э \cdot c_э \cdot T_1, \quad (7)$$

где  $G_1$  – поток этилена на полимеризацию, кг/с;

$c_1$  – удельная теплоемкость этилена, равная 1528 Дж/(кг·К);

$T_1$  – температура этилена, с которой он поступает в реактор полимеризации, примем равной 34 °С (307 К);

$G_э$  – поток этана в составе этилена, кг/с;

$c_э$  – удельная теплоемкость этана, равная 1729 Дж/(кг·К).

$$Q_1 = \frac{47822,367}{3600} \cdot 1528 \cdot 307 + \frac{23,911}{3600} \cdot 1729 \cdot 307 = 6234,99 \text{ кВт} \quad (8)$$

Тепловой поток, который поступает с водородом:

$$Q_2 = G_2 \cdot c_2 \cdot T_2, \quad (9)$$

где  $G_2$  – поток водорода, кг/с;

$c_2$  – удельная теплоемкость водорода при 311 К, равная 15668,5 Дж/(кг·К);

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						52
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$T_2$  – температура водорода, с которой он поступает в реактор полимеризации, примем равной 38 °С (311 К).

Малым содержанием азота в потоке водорода можно пренебречь.

$$Q_2 = \frac{9,613}{3600} \cdot 15668,5 \cdot 311 = 13,01 \text{ кВт} \quad (10)$$

Тепловой эффект реакции:

$$Q_{\text{хр}} = G_{\text{п}} \cdot q, \quad (11)$$

где  $G_{\text{п}}$  – количество образующегося полиэтилена, кг/с;

$q$  – тепловой эффект полимеризации, равный 3900 кДж/кг.

$$Q_{\text{хр}} = \frac{43833,164}{3600} \cdot 3900000 = 47485,93 \text{ кВт} \quad (12)$$

Тепловой эффект выходящего потока полиэтилена:

$$Q_{\text{п}} = G_{\text{п}} \cdot c_{\text{пэ}} \cdot T_{\text{пэ}}, \quad (13)$$

где  $c_{\text{пэ}}$  – удельная теплоемкость полимера, Дж/(кг·К), равная 2450;

$T_{\text{пэ}}$  – температура полимера на выходе из реактора, К, равная 353.

$$Q_{\text{п}} = \frac{43833,164}{3600} \cdot 2450 \cdot 353 = 10530,31 \text{ кВт} \quad (14)$$

Теплопотери в окружающую среду принимаем 1 % от общего прихода (расхода):

$$Q_{\text{пот}} = 0,01 \cdot (6234,99 + 13,01 + 47485,93) = 537,34 \text{ кВт} \quad (15)$$

В зависимости от количества хладагента из реактора будет выходить поток газа ( $T = 80 \text{ °С} = 353 \text{ К}$ ) со следующим тепловым потоком:

$$\begin{aligned} Q_3 &= G_{\text{кв}} \cdot (0,995 \cdot 2150 + 0,005 \cdot 2920) \cdot 353 + G_2 \cdot 353 \cdot 14310 + \\ &+ G_{\text{этан}} \cdot 353 \cdot 2920 + G_{\text{бутен}} \cdot 353 \cdot 2150 = \\ &= 1785917,02 \cdot G_{\text{кв}} + 306838,78 \text{ Вт} \end{aligned} \quad (16)$$

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						53
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

Теплота, затрачиваемая на испарение:

$$Q_{\text{исп}} = G_{\text{кв}} \cdot r = 276 \cdot G_{\text{кв}} \text{ кВт}, \quad (17)$$

где  $r$  – удельная теплота парообразования, равная 276 кДж/кг.

Подставляем получившееся значение в уравнение теплового потока и выражаем  $G_{\text{кв}}$ :

$$Q_1 + Q_2 + Q_{\text{хр}} = Q_3 + Q_{\text{п}} + Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пот}} \quad (18)$$

$$\begin{aligned} 6234,99 + 13,01 + 47485,93 = \\ = 1785,92 \cdot G_{\text{кв}} + 306,84 + 10530,31 + 276 \cdot G_{\text{кв}} + 537,34 \end{aligned} \quad (19)$$

$$G_{\text{кв}} = \frac{42359,44}{(1785,92+276)} = 20,54 \text{ кг/с} = 73957,27 \text{ кг/ч} \quad (20)$$

Получившиеся значения сводим в таблицу 5.

Таблица 5 – Тепловой баланс

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
$Q_1$	6234,99	11,60	$Q_{\text{п}}$	10530,31	19,60
$Q_2$	13,01	0,02	$Q_{\text{исп}}$	5672,64	10,56
$Q_{\text{хр}}$	47485,93	88,37	$Q_{\text{ном}}$	537,34	1,00
			$Q_3$	36993,64	68,85
ИТОГО:	53733,93	100,00	ИТОГО:	53733,93	100,00

Таким образом, в реактор подают дополнительно 53733,93 кг/ч деминерализованной воды для отвода теплоты реакции при испарении.

## 2.5 Технологический расчет основного и вспомогательного оборудования

### 2.5.1 Расчет реактора полимеризации

Основные характеристики реактора:

- вместимость – 113 м<sup>3</sup>;
- длина реакторной зоны – 70150 мм;
- диаметр наружный – 711 мм;
- расчетная температура среды – 80 °С.

Для нормальной работы данного вида реактора необходимо, чтобы объемом порошка заполнял 70 % – 90 % объема реактора [13]. Это необходимо, чтобы обеспечивать хорошее перемешивание порошка. Примем для расчета значение 80 %. Тогда определим объем, занимаемый порошком:

$$0,8 \cdot 113 = 90,4 \text{ м}^3 \quad (21)$$

Время пребывания порошка в реакторах данного типа варьируется от 100 до 140 минут, произведем расчет при 110 мин. Объем, который будет занимать порошок при данном времени пребывания и заданной производительности по полимеру 43833,164 кг/ч рассчитывается по формуле:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho}, \quad (22)$$

где  $G$  – массовый расход полимера, кг/ч;

$\tau$  – время пребывания порошка в реакторе, ч;

$\rho$  – плотность порошка в реакторе. Насыпная плотность полимера составляет 440-520 кг/м<sup>3</sup>. Примем значение 480 кг/м<sup>3</sup>.

$$V = \frac{43833,164 \cdot 110}{480 \cdot 60} = 167,42 \text{ м}^3 \quad (23)$$

Таким образом, объема одного реактора не хватит, чтобы обеспечить требуемое время пребывания порошка для получения полимера нужной характеристики.

Зная объем, который может занимать порошок для нормальной работы реактора, определим количество необходимых реакторов:

$$N = \frac{167,42}{90,4} = 1,85 \quad (24)$$

Принимаем два реактора. Тогда один реактор будет заполнен порошком на следующий объем:

$$V = \frac{167,42}{2} = 83,71 \text{ м}^3 \quad (25)$$

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						55
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

Что соответствует следующей загрузке реактора:

$$A = \frac{83,71}{113} \cdot 100 = 74,08 \% \quad (26)$$

Данное значение соответствует оптимальной работе реактора.

Диаметры штуцеров определяются из уравнения расхода по допустимой скорости потока:

$$d_{шт} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot w}}, \quad (27)$$

где  $G$  – массовый расход полимера, кг/ч;

$\rho$  – плотность среды, кг/м<sup>3</sup>;

$w$  – скорость потока, м/с.

Массовый поток квенча для одного реактора составляет:

$$\frac{(53733,93 + 43833,164)}{2} = 48783,545 \text{ кг/ч} = 13,55 \text{ кг/с} \quad (28)$$

Тогда массовый поток квенча в одну форсунку составляет:

$$G_{кв1} = \frac{13,55}{10} = 1,36 \text{ кг/с} \quad (29)$$

Также в форсунки подачи катализатора необходимо добавить поток катализатора:

$$G_{кат1} = 1,36 + \frac{2}{3600} = 1,36 \text{ кг/с} \quad (30)$$

Расход практически не увеличивается, поэтому можно принять форсунки одинакового диаметра. Также поступаем и с форсунками сокатализатора, т.к. расход каталитической системы незначителен.

Плотность смеси при данных условиях составляет 378,44 кг/м<sup>3</sup>, плотностью каталитической системы ввиду ее малого расхода можно пренебречь. Скорость потока примем 4 м/с. Тогда диаметр штуцеров равен:

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						56
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{2,26}{378,44 \cdot 4}} = 0,044 \text{ м} \quad (31)$$

По рассчитанному значению диаметра принимаем стандартный диаметр по ГОСТ 16045-70, равный  $d_{трш} = 50 \text{ мм}$ .

Подача газа рецикла осуществляется равномерно через 2 форсунки в реактор. Расход газа рецикла для одного реактора составляет 2648 кг/ч или 0,74 кг/с. Массовый расход газа в одну форсунку:

$$G_{рец1} = \frac{0,74}{2} = 0,37 \text{ кг/с} \quad (32)$$

Массовый расход отходящих газов реактора составляет 159935,33 кг/ч. Для одного реактора:

$$\frac{159935,33}{2} = 79967,67 \text{ кг/ч} = 22,21 \text{ кг/с} \quad (33)$$

Можно считать, что газ состоит полностью из этилена, так как малое содержание других газов не повлияет на размер штуцера. Скорость газа принимаем 10 м/с. Отходящие газы выходят из двух штуцеров, тогда массовый расход газа для одного штуцера будет составлять:

$$\frac{22,21}{2} = 11,105 \text{ кг/с} \quad (34)$$

Определяем диаметр штуцера:

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{11,105}{32,80 \cdot 10}} = 0,208 \text{ м} \quad (35)$$

Оставляем стандартизованное значение  $d_{трш} = 250 \text{ мм}$ .

Порошок выгружается из реактора периодически, поддерживая необходимый уровень заполнения. Из-за разницы давления в реакторе порошок транспортируется с мгновенной скоростью. Выдерживается определенное время открытого клапана, чтобы обеспечить необходимую подачу порошка. Расход порошка составляет 50413,17 кг/ч или 19,14 кг/с. Примем скорость 20 м/с. Насыпную плотность примем  $440 \text{ кг/м}^3$ , тогда:

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{19,14}{440 \cdot 20}} = 0,052 \text{ м} \quad (36)$$

На случай аварийной выгрузки порошка примем диаметр 100 мм. На выгрузку устанавливается два трубопровода – один на случай неисправности основного коллектора.

### 2.5.2 Расчет подогревателей суспензии

Расчет нагревателя включает в себя определение необходимой поверхности теплообмена и основные размеры аппарата.

Подогреватель представляет из себя вертикальный теплообменный аппарат типа «труба в трубе». Во внутренней трубе находится суспензия полиэтилена, в наружной – пар очень низкого давления.

Примем в качестве агента пар очень низкого давления (ОНД). Начальную температуру примем равной 125 °С, а конечную равной 86 °С.

По расчетам необходимо подать в наружную трубу 3410 кг/ч пара ОНД, а во внутреннюю трубу 48063 кг/ч суспензии ПЭ. Таким образом, необходимо сконденсировать следующую часть:

$$\frac{3410}{48063} \cdot 100 = 7,09 \% \quad (37)$$

Теплота, которую нужно подвести:

$$Q = G \cdot q = \frac{3410}{3600} \cdot 2300 = 2178,6 \text{ кВт}, \quad (38)$$

где  $q$  – удельная теплота конденсации пара ОНД, равная 2300 кДж/кг.

Поверхность теплообмена определим из следующего соотношения:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}, \quad (39)$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи, Вт/м<sup>2</sup>·град;

$\Delta t_{cp}$  – средний температурный напор, °С.

Средний температурный напор определяется по формуле Грасгоффа:

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						58
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_M}} \quad (40)$$

Для упрощения будем считать, что разбавитель состоит на 100 % из изобутана, так как содержание других компонентов незначительно и никак не влияет на итоговый выбор теплообменника с нужной площадью теплообмена.

$$\Delta t_6 = T_1 - t_2 = 125 - 84,6 = 40,4 \text{ }^\circ\text{C} \quad (41)$$

$$\Delta t_M = T_2 - t_1 = 120 - 78,7 = 40,3 \text{ }^\circ\text{C} \quad (42)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{40,4 - 39,3}{\ln \frac{40,4}{39,3}} = 39,86 \text{ }^\circ\text{C} \quad (43)$$

На основании практических данных принимаем коэффициент теплопередачи  $K = 750 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}$ .

Тогда рассчитаем ориентировочную площадь теплообмена:

$$F = \frac{2178600}{750 \cdot 39,86} = 72,9 \text{ м}^2 \quad (44)$$

### 2.5.3 Расчет сепаратора высокого давления

Можно считать, что в сепаратор поступает двухкомпонентная фаза, состоящая из порошка ПЭ и разбавителя.

Материальный поток линии составляет:

$$48063 - 2800 = 45263 \text{ кг/ч} \quad (45)$$

Определим требуемую производительность сепаратора по пару и по порошку.

Объемный расход определяется следующим образом:

$$V = \frac{G}{\rho}, \quad (46)$$

где  $G$  – массовый расход, кг/ч;

$\rho$  – плотность среды, кг/м<sup>3</sup>.

В сепараторе отделяется порядка 10 % разбавителя.

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	Лист
						59
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Плотность газообразного изобутана при 1,35 МПа и 87 °С составляет 2,503 кг/м<sup>3</sup>.

Плотность порошка ПЭ при этих же условия составляет 600 кг/м<sup>3</sup>.

Требуемая производительность по газу составит:

$$V_{\Gamma} = \frac{45263 \cdot 0,1}{2,503} = 1808,35 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (47)$$

Требуемая производительность по жидкости:

$$V_{\text{ж}} = \frac{45263 \cdot 0,9}{600} = 67,89 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (48)$$

#### 2.5.4 Расчет дегазатора

В дегазаторе происходит отдувка из порошка остаточного количества углеводородов продувочным газом. Первый продувочный газ вводится в верхнюю часть дегазатора и представляет собой смесь азота с газообразными легкими углеводородами. В нижнюю часть дегазатора подается чистый азот, при этом образуется высокоэффективная продувочная среда, в которой создается противоток и градиент продувки.

Колонна не имеет внутренних частей, за исключением газораспределителя внизу колонны. Поэтому высота колонны зависит от времени пребывания порошка в ней.

Основываясь на ряде исследований, проведенных INEOS по оптимизации промышленных продувочных колонн, расход продувочного газа в объеме от 7 до 44 кг N<sub>2</sub>/т полимера, изменение времени пребывания от 1 до 3 часов не оказывает существенного влияния на количество летучих соединений, остающихся в порошке. Вместе с тем, количество летучих соединений увеличивается, если время пребывания составляет менее 1 часа.

Для данной установки расчетное время пребывания составляет два часа и начинается на расстоянии 875 мм от основания газораспределителя (или на расстоянии 1925 мм от нижней касательной линии дегазатора). Эта линия известна как линия отсчета достаточной дегазации.

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						60
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Необходимо поддерживать такой уровень в колонне, чтобы время пребывания составляло 2 часа. Последствием снижения уровня порошка является недостаточная дегазация.

Соотношение времени пребывания и производительности в цилиндрической части продувочной колонны определяется по следующей формуле:

$$t = \frac{S \cdot L}{V_{\Pi}}, \quad (49)$$

где  $S$  – площадь сечения колонны, м<sup>2</sup>;

$L$  – высота колонны, м;

$V_{\Pi}$  – объемная производительность, м<sup>3</sup>/ч.

Для обеспечения безопасности в случае аварийных ситуаций, а также для гибкости технологического процесса при производстве разных сортов полимеров, проведем расчет высоты при времени пребывания порошка – 2,5 часа:

$$L = \frac{t \cdot V_{\Pi}}{S} = \frac{4 \cdot t \cdot G_{\Pi}}{\pi \cdot D^2 \cdot \rho} = \frac{4 \cdot 2,5 \cdot 43833,164}{3,14 \cdot 4^2 \cdot 600} = 16,9 \text{ м} \quad (50)$$

### 2.5.5 Расчет циркуляционного насоса реактора полимеризации

Рассчитаем насос Н-3, предназначенный для циркуляции реакционной смеси и подачи в реактор.

Полный напор насоса находится по следующей формуле:

$$H = \frac{P_{\text{ВЫХ}} - P_{\text{ВХ}}}{\rho \cdot g} + H_{\Gamma} + h_{\Pi}, \quad (51)$$

где  $P_{\text{ВЫХ}}$  и  $P_{\text{ВХ}}$  – давления на нагнетающем и всасывающем патрубках соответственно, Па;

$\rho$  – плотность смеси при 2,2 МПа и 80 °С, равная 378,44 кг/м<sup>3</sup>;

$H_{\Gamma}$  – геометрическая высота или высота нагнетания. Зависит от того, на какую высоту необходимо перекачивать жидкость, то есть от расположения реактора относительно насоса. На предприятии насос и реактор находятся на одном уровне;

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						61
Изм.	Лист	Не докум.	Подп.	Дата		

$h_{\text{п}}$  – потерянный напор на всасывающем и нагнетающем патрубках. Зависит от количества отводов, вентилях, задвижек и других фитингов, и арматуры. Точно рассчитать эту величину можно, зная расположение обвязки и количество арматуры на трубопроводах. Для расчетов примем значение 3 м.

Тогда необходимый напор насоса будет следующим:

$$H = \frac{2200000 - 2150000}{378,44 \cdot 9,81} + 0 + 3 = 16,46 \text{ м} \quad (52)$$

Полезная мощность насоса:

$$N_{\text{пол}} = V \cdot \rho \cdot g \cdot H = 6,57 \cdot 378,44 \cdot 9,81 \cdot 16,46 = 401,48 \text{ кВт}, \quad (53)$$

где  $V$  – объемный расход смеси, равный  $6,57 \text{ м}^3/\text{с}$ .

Мощность насоса на валу:

$$N_L = \frac{N_{\text{пол}}}{\eta_{\text{н}}} = \frac{401,48}{0,7} = 573,5 \text{ кВт}, \quad (54)$$

где  $\eta_{\text{н}}$  – к.п.д. насоса.

Мощность, потребляемая электродвигателем насоса:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N_L}{\eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}}} = \frac{573,5}{0,9} = 637,29 \text{ кВт}, \quad (55)$$

где  $\eta_{\text{пер}}$  – к.п.д. передачи от электродвигателя;

$\eta_{\text{дв}}$  – к.п.д. двигателя. Примем  $\eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}} = 0,9$ .

Установочная мощность двигателя:

$$N_{\text{уст}} = \beta \cdot N_{\text{дв}} \quad (56)$$

Коэффициент запаса мощности  $\beta$  для  $N_{\text{дв}}$  более 50 кВт равен 1,1.

$$N_{\text{уст}} = 1,1 \cdot 637,29 = 700 \text{ кВт} \quad (57)$$

## 2.6 Механический расчет

### 2.6.1 Описание конструкции аппарата

Реактор – суспензионный петлевой, имеет относительно небольшой диаметр и большую длину. Концы трубы соединены друг с другом, образуя реакционный контур большой протяженности.

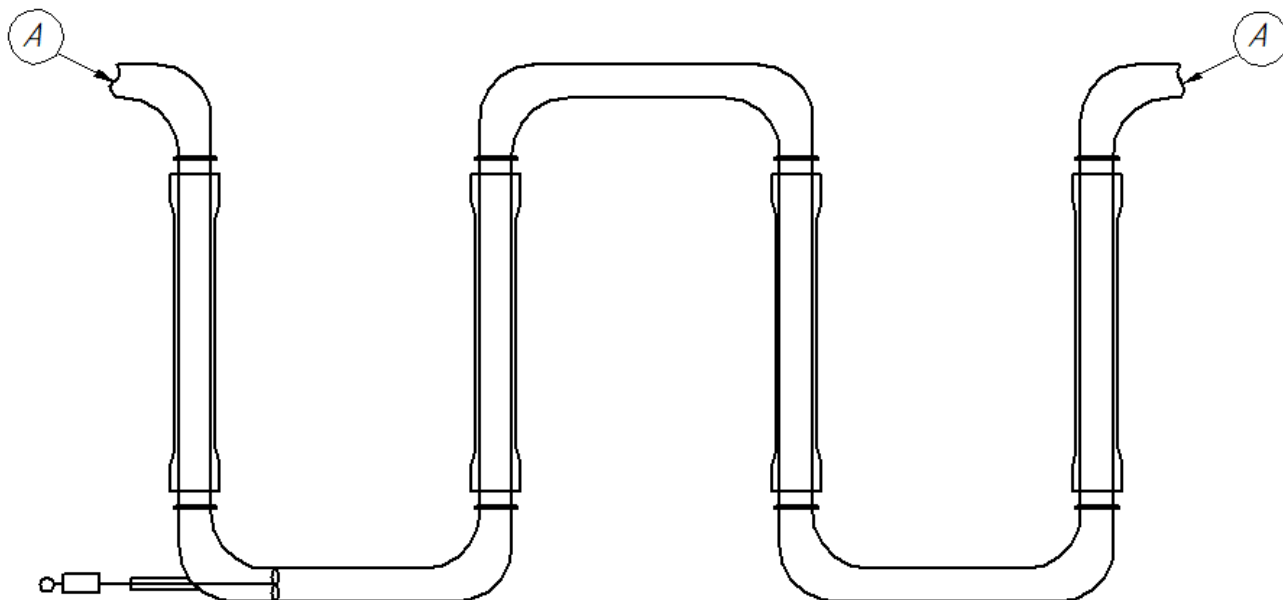


Рисунок 17 – Эскиз реактора

Реактор оснащен следующими устройствами:

- в нижнем колене первой секции контура встроен осевой лопастной насос;
- штуцера ввода сырья, а также два штуцера подают катализатор и сокатализатор;
- штуцера ввода рециркулирующей суспензии ПЭ;
- штуцера вывода необходимы для транспорта суспензии ПЭ в подогреватели суспензии.

### 2.6.2 Конструктивный расчет реактора

Исходный данные:

- диаметр – 711 мм;
- длина – 70150 мм;

										Лист
										63
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата						

ВКР.161872.180301.ПЗ

- давление расчетное – 5,1 МПа;
- температура – 35 °С – 105 °С;
- среда – суспензия ПЭ.

#### 2.6.2.1 Расчет толщины стенки обечайки и днищ аппарата

Руководствуясь общими принципами выбора материалов, учитывая максимальную рабочую температуру 105 °С, давление 5,1 МПа и среднекоррозионную среду, выбираем 09Г2С сталь (ГОСТ 14249-89, с изм. 2011г.). Допускаемое напряжение  $[\sigma]$  для стали 09Г2С составляет 159,4 МПа по ГОСТ 14249-89.

Гидростатическое давление в аппарате при полном заполнении его водой [14]:

$$P_{\Gamma} = g \cdot \rho_{\text{в}} \cdot L = 9,81 \cdot 1000 \cdot 70,15 = 688171,5 \text{ Па} = 0,69 \text{ МПа}, \quad (58)$$

где  $\rho_{\text{в}}$  – плотность воды при 20 °С;

$L$  – усредненная длина аппарата.

Расчетное давление равно  $P_{\text{расч}} = 5,1 \text{ МПа}$ .

Толщина стенки обечайки рассчитывается по формуле:

$$S_0 = \frac{P_{\text{расч}} \cdot D_{\text{вн}}}{2[\sigma]\varphi - P_{\text{расч}}} + \sum C = \frac{5,1 \cdot 0,711}{2 \cdot 159,4 \cdot 1 - 5,1} + 0,003 = 0,0146 \text{ м}, \quad (59)$$

где  $D_{\text{вн}}$  – внутренний диаметр реактора, м;

$\sigma$  – допустимое напряжение 09Г2С при 105 °С, равное 159,4 МПа;

$\varphi$  – коэффициент прочности сварного шва. Учитывая, что продольные и поперечные швы обечаек стальных аппаратов должны быть только стыковыми и, предполагая двухстороннюю сварку, выполненную автоматически, принимаем  $\varphi = 1$ ;

$C$  – прибавка на коррозию, учитывая коррозионность среды, принимаем 3 мм.

Принимаем толщину стенки обечайки 15 мм.

Толщина стенки для стандартных эллиптических днищ с  $R = D_{\text{вн}}$  и  $H = 0,25 \cdot D_{\text{вн}}$  находится по формуле:

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	Лист
						64
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



$$S = \frac{P_{\text{расч}} \cdot R}{2[\sigma] \varphi - 0,5 \cdot P_{\text{расч}}} + \sum C = \frac{5,1 \cdot 0,711}{2 \cdot 159,4 \cdot 1 - 0,5 \cdot 5,1} + 0,003 = 0,0145 \text{ м} \quad (60)$$

Принимаем толщину стенки 15 мм.

### 2.6.2.2 Расчет обечайки на устойчивость

Аппарат рассматриваем, как балку, установленную на двух опорах и нагруженную равномерно распределенной нагрузкой от веса полностью заполненного водой аппарата.

Реакция одной опоры:

$$Q = \frac{G}{z}, \quad (61)$$

где  $z$  – количество опор;

$G$  – сила тяжести, заполненного водой аппарата, равная сумме пустого аппарата ( $m_{\text{ап}}$ ) и массы воды, при полном заполнении аппарата:

$$\begin{aligned} G &= m \cdot g + m_{\text{ап}} = \rho \cdot V \cdot g + m_{\text{ап}} = \\ &= 1000 \cdot 113 \cdot 9,81 + 261000 = 1369530 \text{ кг}, \end{aligned} \quad (62)$$

где  $m_{\text{ап}} = 261000$  кг;

$\rho$  – плотность воды, кг/м<sup>3</sup>;

$V$  – объем аппарата, м<sup>3</sup>.

$$Q = \frac{G}{z} = \frac{1369530}{2} = 684765 \text{ Н} \quad (63)$$

Изгибающий момент в середине аппарата:

$$M_1 = Q \cdot (f_1 L - a), \quad (64)$$

где  $f_1$  – коэффициент, определяемый по графику в зависимости от отношений  $h/D = 0,9/3,048 = 0,3$  ( $h$  – высота выпуклой части днища, м;

$D$  – средний диаметр аппарата, м) и  $l/D = 19,68/3,048 = 6,65$  ( $l$  – длина цилиндрической части аппарата, м) составляет 0,24;

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						65
Изм.	Лист	Не докум.	Подп.	Дата		

$a$  – расстояние между концом цилиндрической части сосуда, включая отбортовку днищ, и серединой седловой опоры, равная 15 м;

$L$  – усредненная длина реактора, м.

$$M_1 = 684765 \cdot (0,24 \cdot 70,15 - 35) = 1257228,54 \text{ Н} \cdot \text{м} = 1,26 \text{ МН} \cdot \text{м} \quad (65)$$

Изгибающий момент в сечении над опорой:

$$M_2 = \frac{Q \cdot a}{f_2} \cdot \left( 1 - \frac{a}{L} + f_3 \cdot \frac{D}{2a} - f_2 \right), \quad (66)$$

где  $f_2$  и  $f_3$  – коэффициент, определяемый по графику в зависимости от отношений  $h/D = 0,3$  и  $l/D = 6,65$  составляет 1,075 и 0,025 соответственно.

$$\begin{aligned} M_2 &= \frac{684765 \cdot 3,3}{1,075} \cdot \left( 1 - \frac{3,3}{70,15} + 0,025 \cdot \frac{3,014}{2 \cdot 70,15} - 1,075 \right) = \\ &= -255412 \text{ Н} \cdot \text{м} = -0,26 \text{ МН} \cdot \text{м} \end{aligned} \quad (67)$$

Прочность стенки аппарата в зависимости от совместного действия изгиба и давления посередине пролета определяется по формуле:

$$\sigma_1 = \frac{P_p \cdot D}{4 \cdot (S_o - \Sigma C)} + 1,25 \cdot \frac{|M_1|}{D^2 \cdot (S_o - \Sigma C)} \leq \varphi[\sigma] \quad (68)$$

$$\begin{aligned} \sigma_1 &= \frac{2,62 \cdot 0,7}{4 \cdot (0,0132 - 0,003)} + 1,25 \cdot \frac{1,26}{0,7^2 \cdot (0,0132 - 0,003)} = \\ &= 31,52 \text{ МПа} \leq 168,6 \text{ МПа} \end{aligned} \quad (69)$$

Таким образом, условие прочности от совместного действия изгиба и давления посередине пролета обеспечено.

Прочность стенки аппарата от совместного действия изгиба и давления в сечении над опорой:

$$\sigma_2 = \frac{P_p \cdot D}{4 \cdot (S_o - \Sigma C)} + 1,25 \cdot \frac{|M_2|}{K_1 \cdot D^2 \cdot (S_o - \Sigma C)} \leq \varphi[\sigma], \quad (70)$$

где  $K_1$  – коэффициент, учитывающий наличие в аппарате колец жесткости, принимаем равным 1.

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						66
Изм.	Лист	Не докум.	Подп.	Дата		

$$\sigma_2 = \frac{2,62 \cdot 0,7}{4 \cdot (0,0132 - 0,003)} + 1,25 \cdot \frac{0,26}{1 \cdot 0,7^2 \cdot (0,0132 - 0,003)} =$$

$$= 109,98 \text{ МПа} \leq 168,6 \text{ МПа} \quad (71)$$

Коэффициент, показывающий необходимость наличия колец жесткости, рассчитывается по формуле:

$$K_2 = \frac{P_p \cdot (D + S_o - \Sigma C)}{2[\sigma] \varphi \cdot (S_o - \Sigma C)} - 1 = \frac{2,62 \cdot (0,7 + 0,0132 - 0,003)}{2 \cdot 168,6 \cdot 1 \cdot (0,0132 - 0,003)} - 1 = -0,46 \quad (72)$$

Так как  $K_2 < 0$ , то укрепление емкости аппарата кольцами жесткости не обязательно.

### 2.6.2.3 Расчет штуцера подачи рециркулирующей суспензии

Руководствуясь общими принципами выбора материалов и учитывая максимальную рабочую температуру 70 °С, давление 4 МПа, среднюю коррозионность среды, выбираем материал 09Г2С (ГОСТ 14249-89), который при 70 °С имеет допускаемое напряжение 168,6 МПа.

Рассчитаем фланцевое соединение для подачи рециркулирующей суспензии. Диаметр штуцера составляет 50 мм. Принимаем к установке фланец цельного типа со следующими характеристиками:

$D_\phi = 0,16$  м – диаметр фланца;

$D_6 = 0,125$  м – диаметр болтовой окружности;

$D_1 = 0,102$  м;

$D_s = 0,076$  м – диаметр втулки фланца;

$h = 0,017$  м – толщина тарелки фланца;

$H = 0,045$  м;

$h_1 = 0,003$  м;

Болты М 16;

Условное давление 2,5 МПа.

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	Лист
						67
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



Примем к установке фланец цельного типа. Их рассчитывают под действием силы  $Q_{6ф}$  на изгиб как консольную балку по опасным сечениям АВ и ВС. При поверочных расчетах определяют напряжения изгиба  $\sigma_{AC}$  и  $\sigma_{BC}$  в указанных сечениях. Эти напряжения не должны превышать допускаемых напряжений, т.е.:

$$\sigma_{AB} \leq [\sigma] \text{ и } \sigma_{BC} \leq [\sigma] \quad (77)$$

Выполнение условий говорит о том, что размеры и материал фланца выбраны верно.

Напряжение изгиба в сечении АВ равно:

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot Q_{6ф} \cdot l}{\pi \cdot D_s \cdot h_0^2} = \frac{6 \cdot 0,056 \cdot 0,0245}{3,14 \cdot 0,076 \cdot 0,02^2} = 86,72 \text{ МПа} \quad (78)$$

где  $l$  – плечо силы  $Q_{6ф}$ ;

$$l = 0,5 \cdot (D_6 - D_s) = 0,5 \cdot (0,125 - 0,076) = 0,0245 \text{ м} \quad (79)$$

$$h_0 = h + h_1 = 0,017 + 0,003 = 0,02 \text{ м} \quad (80)$$

Напряжение изгиба в сечении ВС равно:

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot Q_{6ф} \cdot l_1}{\pi \cdot D_c \cdot S_1^2} = \frac{2,4 \cdot 0,056 \cdot 0,031}{3,14 \cdot 0,063 \cdot 0,02^2} = 125,32 \text{ МПа}, \quad (81)$$

где  $D_c$  для штуцера  $D_y = 50$  мм составляет 0,0565 м;

$$l_1 = 0,5 \cdot (D_6 - D_c) = 0,5 \cdot (0,125 - 0,063) = 0,031 \text{ м} \quad (82)$$

$$S_1 = 0,5 \cdot (D_s - D_y) = 0,5 \cdot (0,076 - 0,05) = 0,013 \text{ м} \quad (83)$$

Напряжения в сечениях меньше допустимого 168,6 МПа, следовательно, материал и размеры фланцевого соединения выбраны верно.

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						69
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

#### 2.6.2.4 Расчет штуцера отходящего газа

09Г2С при 70 °С имеет допускаемое напряжение 168,6 МПа.

Рассчитаем фланцевое соединение для отходящего газа. Диаметр штуцера составляет 250 мм. Принимаем к установке фланец цельного типа со следующими характеристиками:

$D_{\phi} = 0,425$  м – диаметр фланца;

$D_6 = 0,37$  м – диаметр болтовой окружности;

$D_1 = 0,335$  м;

$D_s = 0,3$  м – диаметр втулки фланца;

$h = 0,029$  м – толщина тарелки фланца;

$H = 0,075$  м;

$h_1 = 0,003$  м;

Болты М 27;

Условное давление 2,5 МПа.

Нагрузка на болты фланцевого соединения, находящегося под давлением среды:

$$Q_6 = \frac{P \cdot \pi \cdot D_6^2}{4} + P \cdot m \cdot D_n \cdot 2 \cdot b, \quad (84)$$

где  $b = 0,007$  м;

$$D_n = 0,5 \cdot (D_1 + D_y) = 0,5 \cdot (0,335 + 0,25) = 0,2925 \text{ м} \quad (85)$$

$$Q_6 = \frac{2,2 \cdot 3,14 \cdot 0,37^2}{4} + 2,2 \cdot 2,75 \cdot 0,2925 \cdot 2 \cdot 0,007 = 0,239 \text{ МН} \quad (86)$$

Нагрузка на болты фланцевого соединения, не находящегося под давлением среды, обеспечивающую начальное смятие прокладки для надежной герметичности:

$$Q'_6 = \pi \cdot D_n \cdot b \cdot q_n = 3,14 \cdot 0,295 \cdot 0,007 \cdot 30 = 0,193 \text{ МН}, \quad (87)$$

где  $q_n = 30$  МПа – удельное давление, которое нужно создать на поверхности прокладки.

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						70
Изм.	Лист	Не докум.	Подп.	Дата		

Поскольку  $Q_6 > Q'_6$  для дальнейших расчетов примем нагрузку  $Q_6$ . Температура среды в рассматриваемом случае меньше 250 °С, следовательно, принимаем болты.

Фланцы рассчитываем на условную нагрузку:

$$Q_{6\phi} = \frac{Q_{6p} + Q_{6м}}{2} = \frac{0,252 + 0,354}{2} = 0,303 \text{ МН} \quad (88)$$

Напряжение изгиба в сечении АВ равно:

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot Q_{6\phi} \cdot l}{\pi \cdot D_s \cdot h_0^2} = \frac{6 \cdot 0,303 \cdot 0,035}{3,14 \cdot 0,3 \cdot 0,032^2} = 65,96 \text{ МПа}, \quad (89)$$

где  $l$  – плечо силы  $Q_{6\phi}$ ;

$$l = 0,5 \cdot (D_6 - D_s) = 0,5 \cdot (0,37 - 0,3) = 0,035 \text{ м} \quad (90)$$

$$h_0 = h + h_1 = 0,029 + 0,003 = 0,032 \text{ м} \quad (91)$$

Напряжение изгиба в сечении ВС равно:

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot Q_{6\phi} \cdot l_1}{\pi \cdot D_c \cdot S_1^2} = \frac{2,4 \cdot 0,303 \cdot 0,0475}{3,14 \cdot 0,275 \cdot 0,025^2} = 64,00 \text{ МПа}, \quad (92)$$

где  $D_c$  для штуцера  $D_y = 250$  мм составляет 0,275 м;

$$l_1 = 0,5 \cdot (D_6 - D_c) = 0,5 \cdot (0,37 - 0,275) = 0,0475 \text{ м} \quad (93)$$

$$S_1 = 0,5 \cdot (D_s - D_y) = 0,5 \cdot (0,3 - 0,25) = 0,025 \text{ м} \quad (94)$$

Напряжения в сечениях меньше допустимого 168,6 МПа, следовательно, материал и размеры фланцевого соединения выбраны верно.

#### 2.6.2.5 Расчет штуцера вывода суспензии ПЭ

09Г2С при 70 °С имеет допускаемое напряжение 168,6 МПа.

Рассчитаем фланцевое соединение для вывода порошка. Диаметр штуцера составляет 100 мм. Принимаем к установке фланец цельного типа со следующими характеристиками:

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						71
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$D_{\phi} = 0,23$  м – диаметр фланца;

$D_6 = 0,19$  м – диаметр болтовой окружности;

$D_1 = 0,162$  м;

$D_s = 0,132$  м – диаметр втулки фланца;

$H = 0,021$  м – толщина тарелки фланца;

$H = 0,058$  м;

$h_1 = 0,003$  м;

Болты М 20;

Условное давление 2,5 МПа.

Нагрузка на болты фланцевого соединения, находящегося под давлением среды:

$$Q_6 = \frac{P \cdot \pi \cdot D_6^2}{4} + P \cdot m \cdot D_n \cdot 2 \cdot b, \quad (95)$$

где  $b = 0,006$  м;

$$D_n = 0,5 \cdot (D_1 + D_y) = 0,5 \cdot (0,162 + 0,1) = 0,131 \text{ м} \quad (96)$$

$$Q_6 = \frac{2,2 \cdot 3,14 \cdot 0,19^2}{4} + 2,2 \cdot 2,75 \cdot 0,131 \cdot 2 \cdot 0,006 = 0,0633 \text{ МН} \quad (97)$$

Фланцы рассчитывают на условную нагрузку:

$$Q_{6\phi} = \frac{Q_{6p} + Q_{6m}}{2} = \frac{0,084 + 0,115}{2} = 0,099 \text{ МН} \quad (98)$$

Напряжение изгиба в сечении АВ равно:

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot Q_{6\phi} \cdot l}{\pi \cdot D_s \cdot h_0^2} = \frac{6 \cdot 0,099 \cdot 0,029}{3,14 \cdot 0,132 \cdot 0,024^2} = 72,45 \text{ МПа}, \quad (99)$$

где  $l$  – плечо силы  $Q_{6\phi}$ ;

$$l = 0,5 \cdot (D_6 - D_s) = 0,5 \cdot (0,19 - 0,132) = 0,029 \text{ м} \quad (100)$$

$$h_0 = h + h_1 = 0,021 + 0,003 = 0,024 \text{ м} \quad (101)$$

					ВКР.161872.180301.ПЗ	Лист
						72
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



Напряжение изгиба в сечении ВС равно:

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot Q_{6\phi} \cdot l_1}{\pi \cdot D_c \cdot S_1^2} = \frac{2,4 \cdot 0,099 \cdot 0,037}{3,14 \cdot 0,116 \cdot 0,016^2} = 94,67 \text{ МПа}, \quad (102)$$

где  $D_c$  для штуцера  $D_y = 250$  мм составляет 0,275 м;

$$l_1 = 0,5 \cdot (D_6 - D_c) = 0,5 \cdot (0,19 - 0,116) = 0,037 \text{ м} \quad (103)$$

$$S_1 = 0,5 \cdot (D_s - D_y) = 0,5 \cdot (0,132 - 0,1) = 0,016 \text{ м} \quad (104)$$

Напряжения в сечениях меньше допустимого 168,6 МПа, следовательно, материал и размеры фланцевого соединения выбраны верно.

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						73
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>Не докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

## 3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

### 3.1 Основные требования безопасности при эксплуатации установки полиэтилена

Основные опасности производства, обусловлены особенностями технологического процесса или выполнения отдельных производственных операций, особенностями используемого оборудования и условиями его эксплуатации, вызванные нарушениями правил безопасности работниками.




Потенциальная опасность используемого на производстве оборудования и трубопроводов заключается в возможности нарушении герметичности с выходом взрывопожароопасных и токсичных продуктов из рабочего объема в окружающую среду, что может привести к образованию и взрыву топливно-воздушной смеси, возникновению пожара и отравлениям обслуживающего персонала.

Наиболее опасными местами на производстве являются конструкции реакторов полимеризации и сепараторов паров реакции, а также колодцы, приемки и др. низкие места, где могут скапливаться взрывоопасные пары и газы.

Опасность взрыва связана также с обращением большого количества порошка полиэтилена и добавок экструзии, мельчайшие частицы которых могут образовать взрывоопасную пылевоздушную смесь.

Особую опасность представляет участок хранения и дозирования ТЭА, чрезвычайно реакционноспособного вещества. ТЭА является пиррофорным, т.е. спонтанно воспламеняется при контакте с воздухом в условиях окружающей среды, с водой ТЭА реагирует со взрывом.

Установка спроектирована так, чтобы свести к минимуму воздействия выброса опасного материала или энергии.

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Соловьёва Д.Е.			<b>Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»</b>	<i>Лист</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Проез.		Лескова С.А.				У	74	80
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06		<b>АмГУ, ИФФ, 618-об</b>		
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

Количества опасных веществ, перерабатываемых на установке, сведены к минимуму.

Пропускная способность, расчетные параметры и материальное исполнение оборудования обеспечивают нормальное ведение технологического процесса.

Технологическое оборудование по надежности и конструктивным особенностям выбрано с учетом физико-химических свойств обращающихся в нем продуктов, параметров технологического процесса, производительности и климатических условий.

В оборудовании, где возможно превышение технологического давления выше расчетного давления аппарата, предусмотрено регулирование давления клапанами и защита оборудования предохранительными клапанами со сбросом в факельную систему.

Использование СИЗ должно обеспечивать максимальную безопасность, а неудобства, связанные с их применением, должны быть сведены к минимуму.

В пределах установки полимеризации применяются пожарные системы:

- пожарные гидранты;
- пожарные лафеты;
- пожарные шланговые бухты;
- сплинклерная установка сухого типа;
- сплинклерная установка мокрого типа;
- дренажная система;
- сплинклерная система пенотушения;
- система распыления водяного тумана;
- углекислотная система пожаротушения.

Технологический процесс спроектирован таким образом, что постоянное образование жидких и твердых отходов, как правило, исключено.

Влияние на окружающую среду может оказываться за счет загрязнения воздуха, воды или почвы, либо посредством шумового воздействия.

На установке приняты надежные меры контроля загрязнения атмосферы:

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						75
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

- ограничение неорганизованных выбросов в атмосферу путем минимизации фланцевых соединений и использования высококачественной уплотнительной системы;

- подключение вентиляционных, дренажных и перепускных устройств к факельной системе, когда ожидается образование горючих, взрывоопасных или токсичных средств;

- переработка потоков отходов или их сброс на факел;

- факельная горелка с более эффективным сгоранием;

- дымоподавление на оголовке факела во время операций пуска и останова технологической установки;

- сокращение операций сжигания в факеле в случае технологических сбоев с помощью высоконадежной системы управления технологическим процессом.

### **3.2 Воздействие на окружающую среду используемых веществ при условиях аварийной и безаварийной эксплуатации**

Этилен – бесцветный горючий газ, способный к взрывному разложению при повышенном давлении, высокой температуре или воздействии открытого огня в присутствии кислорода. Концентрационные пределы распространения пламени в воздухе: 2,8 % – 36,35 % об. Температура самовоспламенения – 427 °С [15].

Этилен относится к малоопасным веществам (4-й класс опасности) по степени воздействия на организм. Предельно допустимая концентрация этилена в воздухе рабочей зоны – 100 мг/м<sup>3</sup>. При превышении ПДК этилен оказывает наркотическое действие, вызывает головную боль, головокружение, ослабление дыхания, удушье, нарушение кровообращения, потерю сознания. Этилен при нормальных условиях не вступает в химическое взаимодействие с водой, в воздушной среде токсичные соединения не образует.

Используемые средства индивидуальной защиты органов дыхания при превышении ПДК этилена: изолирующий самоспасатель, дыхательный аппарат со сжатым воздухом, кислородно-изолирующий противогаз; при работе в

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						76
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

замкнутых пространствах – шланговый противогаз ПШ-1 или ПШ-2 или другие изолирующие средства индивидуальной защиты органов дыхания [6].

Водород – бесцветный горючий газ без запаха. Водород физиологически инертен, при высоких концентрациях вызывает удушье; коррозионно неактивен, диффундирует через нагретые металлы и растворяется в них; при нормальных условиях химически малоактивен, термически устойчив. Химическая активность водорода увеличивается при повышении температуры, под действием ультрафиолетового и радиоактивного излучений. С воздухом и кислородом образует взрывоопасную смесь. Пределы взрываемости: с воздухом 4 % – 75 % об., с кислородом 4,1 % – 96 % об. Температура самовоспламенения водорода 510 °С. Газообразный чистый водород не оказывает вредного воздействия на окружающую среду [16].

Бутен-1 – бесцветный газ с характерным запахом. Класс опасности – 4 [17]. Раздражает верхние дыхательные пути. Смесь с воздухом взрывоопасна.

Изобутан – бесцветный горючий газ без запаха. Класс опасности – 4 [17]. При высоких концентрациях вызывает удушье.

ТЭА – легковоспламеняющаяся жидкость 3-го класса опасности [17]. В контакте с водой и воздухом возможно воспламенение или взрыв. ПДК – 2 мг/м<sup>3</sup>. Причиняет ожоги, вызывает повреждения роговицы и век. Раздражает дыхательные пути, может в дальнейшем вызвать отек легких.

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						77
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В разделе литературный обзор представлены методы получения полиэтилена различной плотности, химизм, механизм и кинетика протекания реакций полимеризации.





В технологической части приведена характеристика сырья и готовой продукции. Сырьем является этилен, изобутан, водород, бутен-1.

Приведена принципиальная технологическая схема установки получения полиэтилена низкого давления суспензионным методом в петлевом реакторе и ее описание.

Составлен материальный баланс установки производства полиэтилена низкого давления мощностью 1500 тыс. тонн в год.

Выполнены технологические расчеты основного оборудования – реактора полимеризации, сепаратора высокого давления, дегазатора.

Таким образом, решены поставленные задачи в полном объеме, цель бакалаврской работы достигнута, изучена технология производства полиэтилена низкого давления на примере действующей установки ООО «ЗапСибНефтехим».

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Соловьёва Д.Е.			Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Пров.		Лескова С.А.				У	78	80
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06		АмГУ, ИФФ, 618-об		
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Волкова, А. В. Рынок крупнотоннажных полимеров. Полипропилен, полистирол, поливинилхлорид, полиэтилентерефталат [Электронный ресурс] : учебник / А.В. Волкова. – Москва : НИУ ВШЭ, 2016. – 81 с. – Режим доступа: <http://www.twirpx.com>

2 Паушкин, Я.М. Технология нефтехимического синтеза / Я. М. Паушкин, С. В. Адельсон, Т. П. Вишнякова. – М. : Химия, 1975. – 352 с.

3 Полиэтилен высокого давления : Научно-технические основы промышленного синтеза / А. В. Поляков [и др.]. – Л. : Химия, 1988. – 200 с.

4 Брацыхин, Е.А. Технология пластических масс : учебное пособие. / Е. А. Брацыхин, Э. С. Шульгина. – 3-е изд., перераб. и доп. – Л. : Химия, 1982. – 328 с.




5 Полиэтилен низкого давления : Научно-технические основы промышленного синтеза / З. В. Архипова [и др.]. – Л. : Химия, 1980. – 240 с.

6 Киреев, В.В. Высокомолекулярные соединения : учебник. / В. В. Киреев. – М. : Юрайт, 2015. – 602 с.

7 Воробьев, В.А. Технология полимеров: учебник для вузов. 2-е изд. / В.А. Воробьев, Р.А. Андрианов. М. : Высш. Школа, 1980. 304 с. – Режим доступа: <http://www.bibliotekar.ru/spravochnik-52/>

8 Волков, А.И. Большой химический справочник / А. И. Волков, И. М. Жарский. – Мн.: Современная школа, 2005. – 608 с.

9 Пат. 2465284 Российская федерация, МПК C08F 2/00, C08F 2/18, C08F 10/00. Способ полимеризации олефинов с помощью многопетлевых реакторов / Пенцо Джузеппе. – № 2010111789/04 ; Заявл. 07.08.2008 ; Оpubл. 27.10.2012. Режим доступа : <https://findpatent.ru/patent/246/2465284.html>

					<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>			
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>				
Разраб.		Соловьёва Д.Е.			<b>Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»</b>	<b>Лит.</b>	<b>Лист</b>	<b>Листов</b>
Пров.		Лескова С.А.				У	79	80
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06		<b>АмГУ, ИФФ, 618-об</b>		
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

10 Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Ю. И. Дытнерский [и др.] ; под ред. Ю. И. Дытнерского. – М. : Химия, 1991. – 496 с.

11 Временный технологический регламент Производства полиэтилена высокой плотности (ПЭВП) № ТР-ЗСНХ-11-18 ООО «ЗапСибНефтехим».

12 Лацинский, А.А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры : справочник. / А. А. Лацинский, А. Р. Толчинский. – Л. : Машиностроение, 1970. – 752 с.

13 Ровкина, Н.М. Технологические расчеты в процессах синтеза полимеров : сборник примеров и задач. / Н. М. Ровкина, А. А. Ляпков. – Томск : Изд-во ТПУ, 2004. – 167 с.

14 Сутягин, В.М. Основы проектирования и оборудование производств полимеров : учебное пособие / В. М. Сутягин, А. А. Ляпков, В. Г. Бондалетов. 2-е изд., перераб. и дополненное. – Томский политехнический университет. – Изд-во Томского политехнического университета, 2010. – 443 с.

15 ГОСТ 25070-2013 Этилен. Технические условия. – Взамен ГОСТ 25070-87 ; введ. 2015.01.01. – Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации ; М. : Стандартиформ, 2019. – 8 с.

16 ГОСТ Р 51673-2000 Водород газообразный чистый. Технические условия. – введ. 2002.01.01. – Госстандарт России ; М. : Изд-во стандартов, 2001. – 8 с.

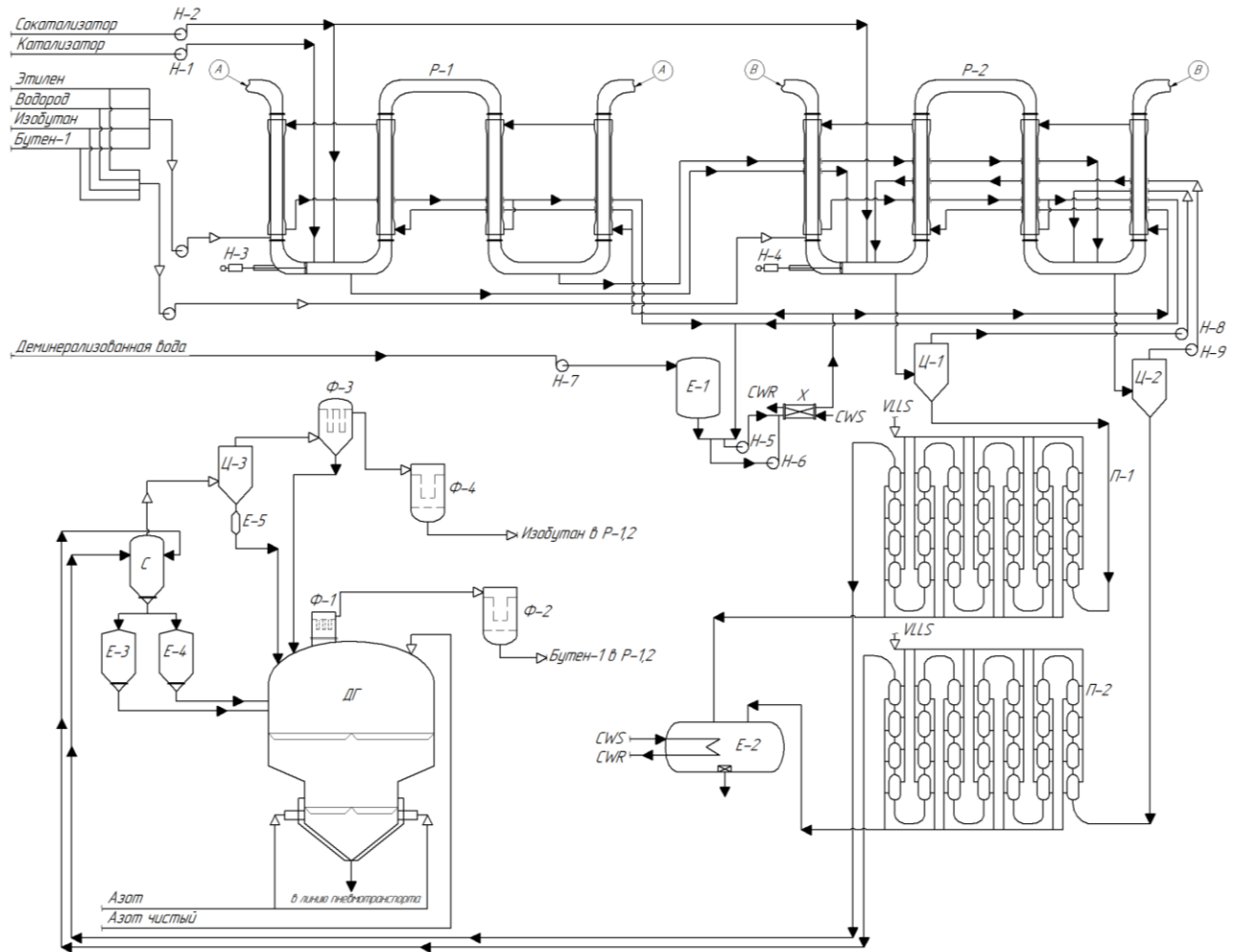
17 ГОСТ 12.1.005-88 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны (с Изменением N 1). – Взамен ГОСТ 12.1.005-76 ; введ. 1989-01-01. – Гос. комитет СССР по стандартам ; М. : Стандартиформ, 2008. – 49 с.

					<i>ВКР.161872.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						80
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>Недокум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

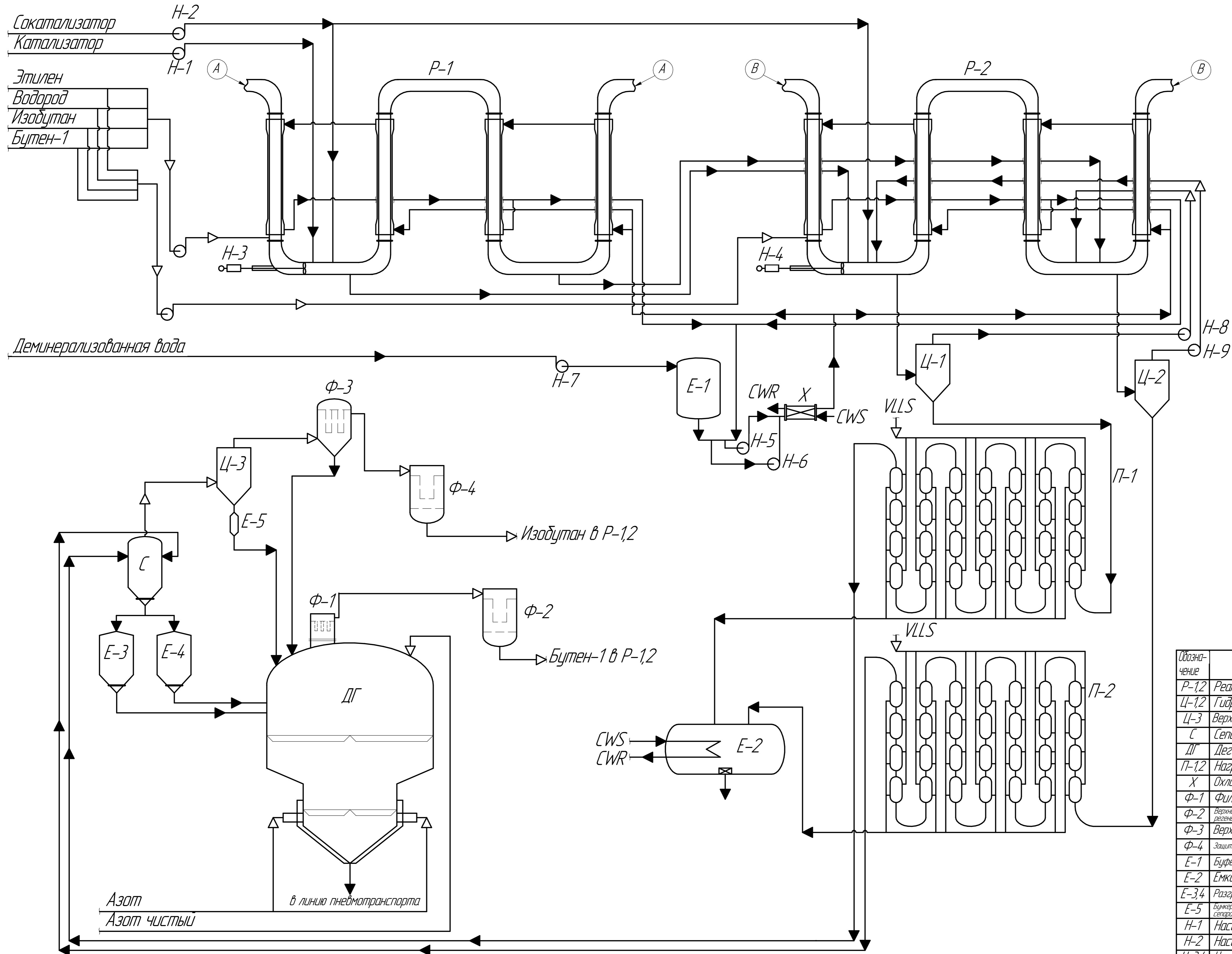


# ПРИЛОЖЕНИЕ

## Принципиальная технологическая схема установки производства полиэтилена низкого давления



<b>ВКР.161872.180301.ПЗ</b>								
					Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим»			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		Лист	Лист	Листов
Разраб.	Соловьёва Д.Е.		<i>[Signature]</i>			У	81	80
Проез.	Лескова С.А.		<i>[Signature]</i>			АмГУ, ИФФ, 618-об		
Н. контр.	Родина Т.А.		<i>[Signature]</i>	24.06.				
Зав. каф.	Гужель Ю.А.							



Условное обозначение	Наименование среды в трубопроводе
CWR	Горячая обратная вода
CWS	Холодная обратная вода
VLLS	Пар крайне низкого давления

Обозначение	Наименование	Кол.	Характеристики
P-12	Реактор	2	Давление рабочее макс./абс. 4,26/3,01 МПа; температура рабоч./абс. 170/150/100°C; объем рабоч./абс. 10/2,2/1 м³
Ц-12	Гидроциклон	2	Давление рабоч./абс. 1,4/0,2 МПа; температура рабоч./абс. 170/100°C; объем рабоч./абс. 10/2,2/1 м³
Ц-3	Верхний циклон сепаратора высокого давления	1	Давление рабоч./абс. 0,75 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 0,5/0,1/0,1 м³
Ц	Сепаратор высокого давления	1	Давление рабоч./абс. 0,5-1,0/0,05-0,1 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 0,5/0,1/0,1 м³
ДГ	Дегазатор	1	Давление рабоч./абс. 1,75/0,1 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 10/2,2/1 м³
П-12	Нагреватели суспензии	2	Давление рабоч./абс. 1,75/0,1 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 10/2,2/1 м³
X	Охладитель охлаждающей жидкости реакторов	1	
Ф-1	Фильтр дегазатора	1	
Ф-2	Верхние защитные фильтры узла регенерации растворителя низкого давления	2	
Ф-3	Верхние фильтры сепаратора высокого давления	2	Давление рабоч./абс. 0,75/0,1 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 0,5/0,1/0,1 м³
Ф-4	Защитные фильтры узла регенерации растворителя высокого давления	2	
E-1	Буферная емкость охлаждающей жидкости реактора	1	Давление рабоч./абс. 0,5/0,1 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 10/2,2/1 м³
E-2	Емкость конденсата нагревателя суспензии	2	Давление рабоч./абс. 0,1/0,01/0,01 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 10/2,2/1 м³
E-3,4	Разгрузочные емкости сепаратора высокого давления	2	Давление рабоч./абс. 0,75/0,1 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 0,5/0,1/0,1 м³
E-5	Выпуск мелких частиц верхнего циклона сепаратора высокого давления	1	Давление рабоч./абс. 0,75/0,1 МПа; температура рабоч./абс. 100/50°C; объем рабоч./абс. 0,5/0,1/0,1 м³
H-1	Насос загрузки катализатора	2	
H-2	Насос подачи кокатализатора	2	
H-3,4	Циркуляционные насосы 1-го и 2-го реакторов	2	Производительность: 0,25 м³/ч; 0,82 м³/сек; элект. мощность: 0,5 кВт; тип: насос; 1-300/200; рабочее давление: 0,1 МПа
H-5,6	Циркуляционные насосы охлаждающей жидкости реактора	2	Температура рабоч./абс. 100/50°C; давление: 0,1 МПа; рабочее давление: 0,1 МПа
H-7	Насос подпитки хладагента	2	Температура рабоч./абс. 100/50°C; рабочее давление: 0,1 МПа; рабочее давление: 0,1 МПа
H-8,9	Насосы гидроциклонов	2	

Лист 1 из 1  
 Разработчик: Соловьева Д.Е.  
 Проверил: Лескова С.А.  
 Инженер: Родина Т.А.

ВКР.16.1872.180301ТС

Узел полимеризации  
 Технологическая схема

Лист 1 из 1  
 Масштаб  
 Формат А1

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**  
**(ФГБОУ ВО «АмГУ»)**

**ОТЗЫВ**

на бакалаврскую работу студента инженерно-физического факультета

Фамилия: Соловьёва

Имя: Дарья

Отчество: Евгеньевна

Направление подготовки: 18.03.01 «Химическая технология»

Тема бакалаврской работы: Расчёт основного оборудования установки полиэтилена на ООО«ЗапСибНефтехим»

**1. Объем работы:**

- количество листов дипломной работы – 80 стр.;
- количество рисунков и таблиц – 18 рисунков, 5 таблиц;
- число приложений – 1.

**2. Соответствия содержания работы заданию (полное или неполное):**  
содержание бакалаврской работы в полной мере соответствует заданию.

**Вопросы задания, не нашедшие отражения в работе:**

вопросы задания в бакалаврской работе отражены в достаточном объеме.

**Материалы, представленные в работе, непосредственно не связанные с темой и направленностью:**

материалов, представленных в бакалаврской работе, непосредственно не связанных с темой нет.

**3. Достоинства бакалаврской работы:**

проведен анализ способов получения полиэтилена при различном давлении, химизм и механизм реакций полимеризации, варианты применяемых катализаторов, изучены структура и поточная схема производства полиэтилена высокой плотности, выполнены расчеты и обоснование выбора основного оборудования.

**4. Недостатки бакалаврской работы:**

серьезные недостатки в бакалаврской работе отсутствуют.

**5. Степень самостоятельности, проявленная выпускником и характер ее проявления:**

бакалаврская работа выполнена самостоятельно. Студент самостоятельно определился с темой работы, подобрал необходимую для выполнения работы информацию, провел расчет основного оборудования установки полиэтилена на ООО «ЗапСибНефтехим» с использованием действующих показателей. Рассчитал материальный и тепловой балансы установки, выполнил технологические расчеты основного оборудования, провел конструктивный расчет реактора полимеризации.

**6. Масштабы и характер использования специальной литературы:**  
специальная литература и нормативные документы для решения поставленных задач использованы в достаточном объеме.

**7. Достоинства и недостатки оформления текстовой части и графического материала:**

текстовая часть и графический материал оформлены в соответствии с правилами оформления бакалаврских работ, грамматические ошибки отсутствуют.

**8. Особенности общепрофессиональной и специальной подготовки выпускников:**

при выполнении выпускной квалификационной работы Соловьёва Д.Е. показала определенный уровень профессиональной компетентности.

**9. Практическая значимость (внедрение) результатов бакалаврской работы:**

предложения, представленные в бакалаврской работе, могут использоваться в деятельности предприятия.

**10. Общее заключение и предлагаемая оценка работы:**

бакалаврская работа соответствует требованиям федерального государственного образовательного стандарта и заслуживает оценки «отлично», а Соловьёва Дарья Евгеньевна – присвоения квалификации бакалавр по направлению подготовки 18.03.01 «Химическая технология».

«30» июня 2020 г.

Руководитель \_\_\_\_\_ С.А.Лескова

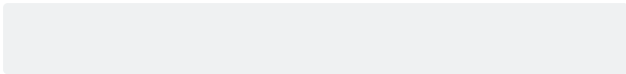
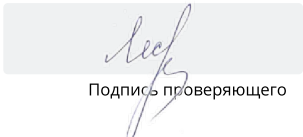




# СПРАВКА

## о результатах проверки текстового документа на наличие заимствований

### Проверка выполнена в системе Антиплагиат.ВУЗ

Автор работы	Соловьёва Дарья Евгеньевна
Подразделение	студент 618-об группы, Направление подготовки 18.03.01 Химическая технология
Тип работы	Выпускная квалификационная работа
Название работы	0_Диплом.pdf
Название файла	0_Диплом.pdf
Процент заимствования	<b>28.53 %</b>
Процент самоцитирования	<b>0.00 %</b>
Процент цитирования	<b>1.47 %</b>
Процент оригинальности	<b>70.01 %</b>
Дата проверки	<b>06:20:17 24 июня 2020г.</b>
Модули поиска	Модуль поиска ИПС "Адилет"; Модуль поиска "АмГУ"; Модуль выделения библиографических записей; Сводная коллекция ЭБС; Модуль поиска "Интернет Плюс"; Коллекция РГБ; Цитирование; Модуль поиска переводных заимствований; Модуль поиска переводных заимствований по eLibrary (EnRu); Модуль поиска переводных заимствований по интернет (EnRu); Коллекция eLIBRARY.RU; Коллекция ГАРАНТ; Коллекция Медицина; Диссертации и авторефераты НББ; Модуль поиска перефразирований eLIBRARY.RU; Модуль поиска перефразирований Интернет; Коллекция Патенты; Модуль поиска общеупотребительных выражений; Кольцо вузов
Работу проверил	Лескова Светлана Анатольевна ФИО проверяющего
Дата подписи	  Подпись проверяющего

Чтобы убедиться в подлинности справки, используйте QR-код, который содержит ссылку на отчет.



Ответ на вопрос, является ли обнаруженное заимствование корректным, система оставляет на усмотрение проверяющего. Предоставленная информация не подлежит использованию в коммерческих целях.