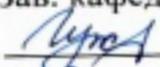


Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

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
« 28 » июня 2021 г.

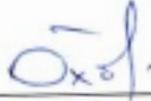
БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Расчет основного оборудования установки полиэтилена

Исполнитель
студент группы 718-об

 18.06.2021 А.А. Шепелев
(подпись, дата)

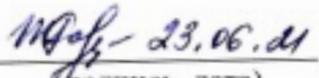
Руководитель
доцент, канд. хим. наук

 19.06.21 Г.Г. Охотникова
(подпись, дата)

Консультант по безопасности
жизнедеятельности
доцент, канд. техн. наук

 18.06.21 А.В. Козырь
(подпись, дата)

Нормоконтроль
проф., док. хим. наук

 23.06.21 Т.А. Родина
(подпись, дата)

Благовещенск 2021

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.

ЗАДАНИЕ

К выпускной квалификационной работе студента Шепелева Алексея Александровича

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчет основного оборудования установки полиэтилена» утверждена Приказом от 23.04.2021 г № 812-уч
2. Срок сдачи студентом законченной работы 29.06.2020 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки полиэтилена – 250 тыс. т/год. Годовое время работы установки – 8160 часов. 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. Описание технологической производства полиэтилена. Составление материального баланса установки. Технологический расчет оборудования – реактор-полимеризатор, подогреватели суспензии, сепаратор, дегазатор, насос. Механический расчет реактора. Оценка воздействия предлагаемой технологии на окружающую среду.
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 14.05.2020 г

Руководитель выпускной квалификационной работы: Охотникова Галина Генриховна, доцент, канд. техн. наук, доцент

Задание принял к исполнению 14.05.2020 г. _____

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 66 с., 5 таблиц, 12 рисунков, 22 источника.

ПОЛИЭТИЛЕН, ЭТИЛЕН, ПОЛИМЕРИЗАЦИЯ, РЕАКТОР, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ПРОЦЕСС, ОБОРУДОВАНИЕ, НИЗКОЕ ДАВЛЕНИЕ, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, ДЕГАЗАТОР, ТЕПЛООБМЕННИК

В работе исследован технологический процесс производства полиэтилена и оборудования для производства полиэтилена, рассмотрены вопросы безопасности и экология на производстве.

Цель работы – изучение технологических процессов на установке производства полиэтилена для последующего расчета основного оборудования установки.

В работе дана характеристика установки производства полиэтилена низкого и высокого давления и обращающихся в ней веществ с точки зрения нанесения ущерба человеческому организму и окружающей среде, рассмотрены механизмы реакций полимеризаций, выполнены расчеты основного оборудования

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		<i>Шепелев А. А.</i>				<i>У</i>	<i>3</i>	<i>66</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г. Г.</i>						
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						
						<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	7
1 Литературный обзор	8
1.1 Описание технологического процесса производства полиэтилена	8
1.2 Производство полиэтилена высокого давления	8
1.2.1 Полимеризация этилена при высоком давлении	8
1.2.2 Влияние различных факторов на процесс полимеризации	11
1.2.3 Технологическая схема производства ПВД в змеевиковом реакторе	12
1.3 Производство полиэтилена при низком давлении	15
1.3.1 Катализаторы для производства полиэтилена низкого давления	15
1.3.2 Современные технологии получения полиэтилена низкого давления	18
1.3.2.1 Полимеризация в растворе	18
1.3.2.2 Суспензионная полимеризация	19
1.3.2.3 Газофазная полимеризация	19
1.4 Аппаратурное оформление производства полиэтилена	20
1.4.1 Реакторы	20
1.4.2 Теплообменники	23
1.4.3 Насосы	25
2 Технологическая часть	27
2.1 Характеристики сырья и требования к сырью	27
2.2 Описание технологической схемы	31
2.3 Расчет материального баланса	37
2.4 Тепловой баланс	39

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>			<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		<i>Шепелев А. А.</i>						У	4	66
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г. Г.</i>						<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>								
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>								

2.5 Технологический расчет основного и вспомогательного оборудования	41
2.5.1 Расчет реактора-полимеризатора	41
2.5.2 Расчет подогревателей суспензии	44
2.5.3 Расчет сепаратора	46
2.5.4 Расчет дегазатора	46
2.5.5 Расчет насоса реактора	47
2.6 Механический расчет реактора полимеризации	49
2.6.1 Описание конструкции аппарата	49
2.6.2 Исходные данные для расчета	49
2.6.3 Расчет толщины стенки обечайки и днищ аппарата	50
2.6.4 Расчет устойчивости обечайки	51
2.6.5 Расчет штуцера подачи квенча и рециркулирующего газа	53
2.6.6 Расчет штуцера отходящего газа	55
2.6.7 Расчет штуцера вывода порошка полиэтилена	57
3 Безопасность и экологичность производства	60
3.1 Воздействие на окружающую среду химических соединений производственного цикла	60
3.2 Средства и системы защиты при эксплуатации установки	61
Заключение	64
Библиографический список	65

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						5
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

ОПРЕДЕЛЕНИЯ, ОБОЗНАЧЕНИЯ, СОКРАЩЕНИЯ

В настоящей бакалаврской работе применяются следующие термины с соответствующими определениями:

ПВД – полиэтилен высокого давления

ПСД – полиэтилен среднего давления

ПНД – полиэтилен низкого давления

ТЭАЛ – триэтилалюминий

ТЭБ – триэтилборан

ПДК – предельно допустимая концентрация

СИЗ – средства индивидуальной защиты

ВД – высокое давление

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шепелев А. А.</i>			<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г. Г.</i>				<i>У</i>	<i>6</i>	<i>66</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						

ВВЕДЕНИЕ

Главным сырьем, из которого получают полиэтилен, является этилен. Производство осуществляется при низком, среднем и высоком давлениях.

Оборудование для производства полиэтилена различается в соответствии с назначением и видом перерабатываемого сырья.

Контроль качества полиэтилена проводят как при самом производстве материала (в реакторе, на выходе из реактора, в экструдере-грануляторе), так и в лаборатории уже готового продукта.

При переработке полиэтилена необходимо соблюдать правила техники безопасности, предусмотренные технологическими регламентами по изготовлению изделий.

Цель работы заключается в изучении технологических процессов на установке производства полиэтилена и последующего расчета основного оборудования установки.

Для реализации цели необходимо решить следующие задачи:

- 1) изучение технологий производства полиэтилена;
- 2) изучение основного оборудования производства полиэтилена;
- 3) изучение экологии на производстве при работе с полиэтиленом;
- 4) рассчитать материальный и тепловой балансы установки;
- 5) выполнить технологические расчеты основного оборудования и механический расчет реактора-полимеризатора.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		<i>Шепелев А. А.</i>				У	7	66
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г. Г.</i>						
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						
						<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Описание технологического процесса производства полиэтилена

Главным сырьем, из которого получают полиэтилен, является этилен. Производство осуществляется при низком, среднем и высоком давлениях. Как правило, полиэтилен выпускается в гранулах, которые имеют диаметр от 2 до 5 миллиметров, иногда в виде порошка.

Основные способы производства полиэтилена, в результате которых получают:

- 1) полиэтилен высокого давления (ПВД);
- 2) полиэтилен низкого давления (ПНД);
- 3) полиэтилен среднего давления (ПСД).

Принципиальная разница существует между полиэтиленом низкого и высокого давления, полиэтилен среднего давления можно считать разновидностью ПНД, так как эти продукты имеют одинаковую плотность и вес, а давление в процессе полимеризации при так называемых низком и среднем давлениях чаще всего одно и то же [1].

1.2 Производство полиэтилена высокого давления

1.2.1 Полимеризация этилена при высоком давлении

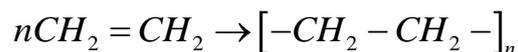
Полиэтилен высокого давления образуется в результате полимеризации этилена, компримированного до высокого давления, в автоклаве или в трубчатом реакторе [2].

Полимеризация этилена под высоким давлением является типичным радикальным процессом, но имеет ряд особенностей, обусловленных своеобразием природы мономера и условий его полимеризации.

Полиэтилен высокого давления получают методом радикальной полимеризации при температуре от 200 °С до 270 °С и давлении 150 – 400 МПа в при-

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шепелев А. А.</i>			<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г. Г.</i>				У	8	66
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						

сутствии инициаторов (кислород, органические пероксиды, которыми являются лаурил, бензоил или их смеси).

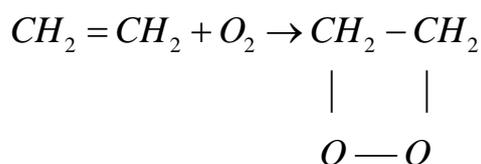


Реакция полимеризации этилена одна из наиболее экзотермичных реакций, её тепловой эффект – 3600 кДж/кг полиэтилена, поэтому основной проблемой в производстве полиэтилена является отвод большого количества теплоты, выделяемой в процессе полимеризации [3].

Полимеризация этилена включает 3 основных стадии: инициирование, рост цепи и обрыв цепи.

Инициирование включает образование первичных радикалов при распаде инициаторов и (или) продуктов реакции взаимодействия кислорода с этиленом или полимером.

При использовании в качестве инициатора кислорода первичным актом инициирования является образование пероксида этилена:



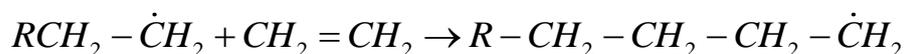
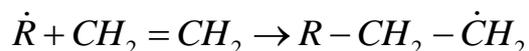
Образование пероксида этилена при высоком давлении может происходить при сравнительно низких температурах, но для его последующего распада и образования свободных радикалов необходима температура выше 150 °С.

Инициирование полимеризации, для которого применяются молекулярный кислород и органические пероксиды, – это окисление в условиях высокой концентрации мономера и оно служит источником появления в полимере атомов кислорода в виде фрагментов различного строения. Полиэтилен содержит карбонильные группы различного типа (кислотные, альдегидные, кетонные), а также гидроксильные и эфирные группы, причем карбонильные группы преобладают. Так же от степени окисленности зависит стабильность полиэтилена, так как процесс окисления начинается с карбонильных групп.

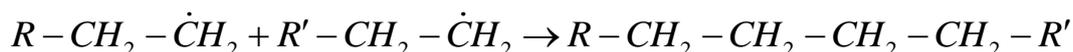
Рост цепи – это быстрое последовательное присоединение молекул этиле-

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						9
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

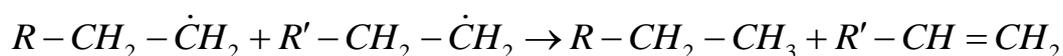
на к радикалу. Развитие (рост) кинетической цепи заключается в последовательном присоединении к свободному радикалу молекулы мономера с образованием растущей цепи с активной концевой группой:



Обрыв цепи – взаимодействие двух растущих радикалов с образованием одной или двух неактивных молекул полиэтилена рекомбинацией:



Или диспропорционированием:

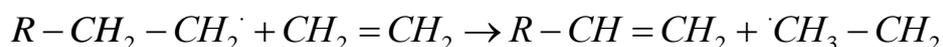
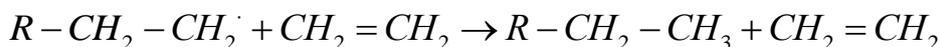


Реакция диспропорционирования приводит к образованию макромолекулы с ненасыщенной концевой группой. Наличие небольшого количества двойных связей в полиэтилене подтверждается экспериментально [4].

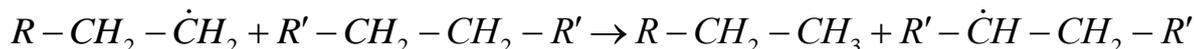
Обрыву цепи способствуют также некоторые примеси, играющие роль ингибиторов. Поэтому исходный этилен должен обладать очень высокой степенью чистоты.

К тому же в процессе полимеризации этилена могут протекать такие побочные реакции, как, например, реакции передачи цепи, которые не влияют на скорость процесса, но оказывают большое влияние на молекулярные и структурные характеристики образующегося полиэтилена.

Передача цепи на мономер:



Передача цепи на полимер:



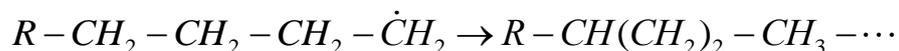
К атому углерода, содержащему неспаренный электрон, присоединяются молекулы мономера либо растущий макрорадикал.

В первом случае продолжается рост цепи, а во втором – происходит ее об-

					ВКР.171057.180301.ПЗ	Лист
						10
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

рыв. В любом случае образуется длинная боковая цепь.

Короткие боковые цепи, содержащие четыре-шесть атомов углерода, образуются в результате внутримолекулярной передачи цепи на начальной стадии полимеризации:



При повышении температуры возрастает скорость передачи цепи и степень разветвленности полиэтилена.

При температуре выше 350 °С начинается быстрый саморазогрев с быстрым нарастанием давления в реакторе, что может привести к взрыву. Эти явления некоторые авторы приписывают разложению этилена. По-видимому, на самом деле в этих условиях происходит разложение полиэтилена с последующим образованием глубоко конденсированных систем с очень малым содержанием водорода (сажа). При этом выделяется тепло.

При полимеризации этилена под высоким давлением в присутствии кислорода за счет распада пероксидного кольца образуются незначительные количества формальдегида. Кроме того, в макромолекуле полиэтилена содержится некоторое количество карбонильных групп.

1.2.2 Влияние различных факторов на процесс полимеризации

Молекулярная масса полиэтилена, как во всяком свободно радикальном процессе, зависит от условий полимеризации: давления, температуры, концентрации инициатора [4].

Полиэтилен можно получить и при низких давлениях, но низкомолекулярный. При повышении давления скорость роста цепи при радикальной полимеризации этилена возрастает очень быстро. Так, при 150 °С и давлении 15,7 МПа скорость роста цепи в 3000 раз больше, чем при той же температуре и атмосферном давлении. При этом большое влияние на скорость реакции оказывает плотность этилена, которая при 200 °С повышается с 0,2 кг/м³ при атмосферном давлении до 450 кг/м³ при 150 МПа. В промышленности полимеризацию этилена проводят при давлениях от 150 до 400 МПа.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						11
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

При давлении 150 МПа и более плотность газообразного этилена приближается к плотности жидкости, достигая 450 – 500 кг/м³. В этих условиях давление приводит не только к увеличению числа столкновений молекул, но, вероятно, и к молекулярной ориентации и деформации. Кроме того, при высоких давлениях достигаются очень большие значения свободной энергии молекул, что резко увеличивает их активность. Таким образом, для получения полиэтилена с высокой молекулярной массой процесс проводят при высоких давлениях.

С повышением температуры полимеризации этилена возрастает скорость реакции и увеличивается степень превращения этилена в полимер. Повышение температуры влияет также на свойства полиэтилена: снижаются молекулярная масса, степень кристалличности, плотность, возрастает степень разветвленности полимера.

Следовательно, для получения полиэтилена с высокой молекулярной массой процесс полимеризации необходимо проводить при низких температурах. Нижний предел температуры ограничен температурой распада инициатора. Верхний предел (примерно от 260 °С до 280 °С) зависит от рабочего давления в реакторе и ограничен условиями взрывобезопасности и требуемой молекулярной характеристикой полимера.

1.2.3 Технологическая схема производства ПВД в змеевиковом реакторе

Технологическая схема получения полиэтилена высокого давления представлена на рисунке 1.

Свежий этилен под давлением 0,8 – 1 МПа смешивается с кислородом и возвратным этиленом низкого давления. Далее смесь сжимается до 25 МПа в компрессоре 1, после чего охлаждается, отделяется от смазки и смешивается с возвратным этиленом высокого давления. Затем этилен подается в компрессор второго каскада 2, где сжимается до 150 – 200 МПа. После второго каскада сжатия этилен охлаждается в холодильнике 3 и при температуре около 70 °С поступает в реактор 4, выполненный в виде змеевика и снабженный охлаждающей рубашкой. Змеевиковый реактор состоит из зоны нагрева этилена от 70 °С до

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						12
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

роводам, обогреваемым водяным паром высокого давления, в вертикальный сепаратор высокого давления 5 для разделения этилена и полиэтилена. Температура в сепараторе высокого давления поддерживается не менее 220 °С.

Жидкий полиэтилен из нижней части сепаратора высокого давления поступает по трубопроводам, обогреваемым паром под давлением 3 МПа, в сепаратор низкого давления 6, установленный в отделении грануляции. Перед сепаратором низкого давления полиэтилен с растворенным этиленом дросселируется от 32 до 0,15 – 0,6 МПа. Для уменьшения вязкости полиэтилена температуру в сепараторе низкого давления следует поддерживать на уровне 180 °С – 200 °С, что обеспечивается поддержанием температуры в сепараторе высокого давления не менее 220 °С.

Этилен из сепаратора низкого давления направляется в компрессоры первого каскада. Возвратный этилен высокого давления из верхней части сепаратора 5 направляется на очистку и охлаждение. Охлаждение этилена до 35 °С осуществляется в трехступенчатом холодильнике типа «труба в трубе» 7. Перед каждой ступенью для улавливания полиэтиленовой пыли расположены по два переключающихся сепаратора циклонного типа 8, обогреваемые паровыми рубашками.

Очищенный и охлажденный этилен после третьей ступени холодильника направляется в отделение компрессии на компрессоры второго каскада. При нарушении теплового режима в реакторе автоматически срабатывает предохранительный клапан, установленный в конце зоны реакции. Если это не приводит к снижению давления и температуры, то открывается вентиль аварийного сброса этилена, установленный перед реактором. Для очистки аппаратов и трубопроводов от продуктов разложения применяется циркуляционная промывка толуолом или ксилолом.

В условиях реакции полиэтилен растворяется в этилене, образуя гомогенную смесь. Жидкая смесь через дроссельный клапан направляется в сепаратор высокого давления, в котором происходит разделение этилена и полиэтилена за

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						14
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

счет разности плотностей. Конденсация этилена при понижении давления происходит в результате ретроградной конденсации [4].

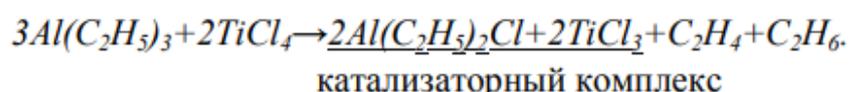
1.3 Производство полиэтилена при низком давлении

1.3.1 Катализаторы для производства полиэтилена низкого давления

В начале пятидесятых годов XX века Циглером были найдены катализаторы, которые вызывали полимеризацию этилена при атмосферном или несколько большем давлении. При этом происходило почти полное превращение этилена в полиэтилен. Одним из таких катализаторов, нашедших широкое практическое применение, являлся комплекс триэтилалюминия с тетрахлоридом титана, а также с хлоридом или гидроксихлоридом ванадия [5].

Основной катализатор полимеризации этилена при низком давлении – триэтилалюминий – представляет собой прозрачную бесцветную жидкость, мгновенно воспламеняющуюся при соприкосновении с воздухом и взрывающуюся при воздействии соединений, содержащих гидроксилы (вода, спирты и так далее).

При взаимодействии триэтилалюминия с четыреххлористым титаном образуется катализаторный комплекс, при этом происходит восстановление хлоридов титана до низших валентностей:



Роль алкильных соединений металлов заключается в том, что они восстанавливают тяжелые металлы с переменной валентностью до меньших значений валентности, которые в этом состоянии (или в момент образования) и являются истинными катализаторами полимеризации.

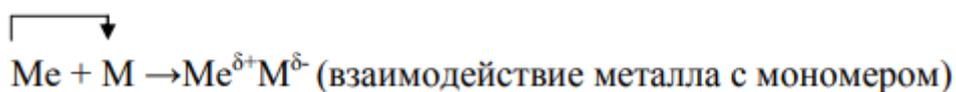
Полимеризация этилена при низком давлении происходит по механизму цепной анионной полимеризации.

Ионная полимеризация представляет собой цепную реакцию, при которой растущая цепь является макроионом.

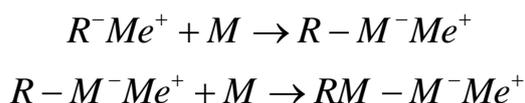
В зависимости от природы катализатора и строения мономера активные центры (макроионы) могут нести положительный или отрицательный заряд.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						15
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

При анионной полимеризации образуется отрицательно заряженный карбанион.



Рост макроиона заключается в последовательном внедрении молекул мономера между противоположно заряженными ионами с перемещением заряда на новое звено:

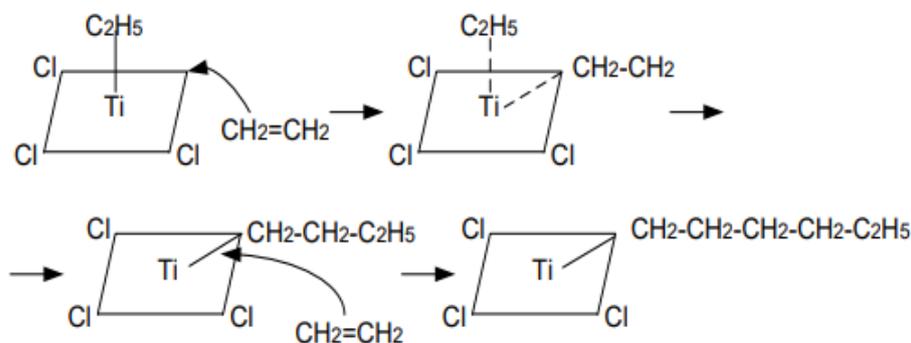
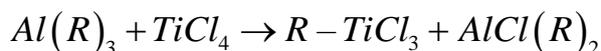


При этом связь макроиона с противоионом не разрушается.

Строение макромолекулы в значительной степени определяется типом катиона. Чем выше потенциал ионизации катиона металла, тем выше эффект ориентации молекулы мономера в его поле и более упорядочена структура макроаниона.

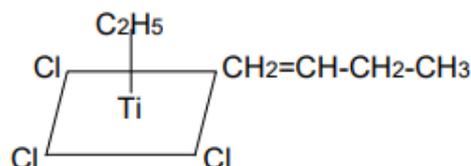
Подбором катиона металла можно достигнуть стереорегулярного присоединения молекул мономера к макроаниону. Этот процесс получил название координационно-ионной или стереоспецифической полимеризации. Характерной особенностью процесса является непосредственное участие катализатора в каждом акте роста цепи [5].

Наиболее вероятный механизм полимеризации этилена в присутствии каталитической системы металлалкилы – четыреххлористый титан следующий:



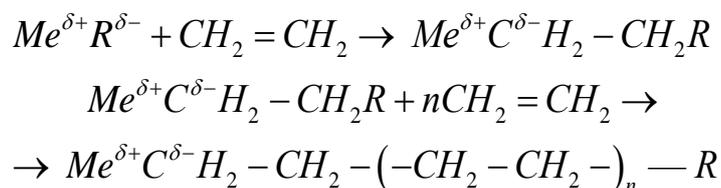
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

Распад происходит следующим образом:



По этой схеме реакция полимеризации складывается из образования алкильного соединения титана, которое дает комплекс с этиленом, этот комплекс перегруппировывается в новое алкильное соединение.

Упрощенно механизм реакции координационно-ионной полимеризации может быть представлен схемой:



Помимо металлоорганических соединений алюминия, можно применять алкильные металлоорганические соединения щелочных и щелочноземельных металлов Na, K, Li, Be, Mg, Sn, Ba, Sr и их гидриды, ацетилениды, карбиды, свободные щелочные металлы с четыреххлористым титаном в присутствии активаторов (диолефины). В качестве второго компонента каталитической системы возможно применение галогенидов или алкоксисоединений металлов с переменной валентностью, например таких, как Ti, V, Cr, Zr, W, Co.

Практически в каталитических системах в качестве второго компонента применяются четыреххлористый титан $TiCl_4$ или треххлористый титан $TiCl_3$, хлориды или оксихлориды ванадия. Введение добавок (алкоголятов металлов I группы, органических перекисей и гидроперекисей) к обычным циглеровским катализаторам позволяет увеличить молярную массу полимера.

Позже в качестве гомогенных, растворимых катализаторов полимеризации этилена были предложены системы, например $VO(OC_2H_5)_3 - Al(C_2H_5)_2Cl$. Преимуществом таких катализаторов является более высокая каталитическая активность по сравнению с системами на основе $TiCl_4$. Это позволяет снизить расход катализатора и даже, в некоторых случаях, исключить применение про-

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						17
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

мывного агента [4].

Преимущество гомогенных катализаторов состоит в их меньшем расходе по сравнению с гетерогенными катализаторами Циглера. Гомогенные катализаторы дают в 4 – 10 раз меньшее разветвление, чем катализаторы Циглера, и, следовательно, химическая стойкость полимера увеличивается, так как окисление полимера начинается с третичных атомов углерода.

Технология производства полиэтилена низкого давления, таким образом, определяется природой применяемого катализатора и его состоянием (гетерогенный или гомогенный).

1.3.2 Современные технологии получения полиэтилена низкого давления

Производство полиэтилена низкого давления осуществляется по трем основным технологиям:

- 1) Полимеризация, происходящая в растворе;
- 2) Полимеризация, происходящая в суспензии;
- 3) Газофазная полимеризация.

1.3.2.1 Полимеризация в растворе

Катализатор и сырье растворяются в растворителе (н-гексан, н-октан, изо-октан, циклогексан). Полимеризация в растворе осуществляется в температурном промежутке от 160 °С до 250 °С и давлении от 3,4 до 5,3 МПа. Контакт с катализатором осуществляется примерно на протяжении 10 – 15 минут. Выделение полиэтилена из раствора производится удалением растворителя сначала в испарителе, а после этого – в сепараторе и в вакуумной камере гранулятора. Гранулированный полиэтилен пропаривается водяным паром. ПНД производится в виде как неокрашенных, так и окрашенных гранул, а иногда и в порошке.

Так же в результате полимеризации этилена в растворе осуществляется производство полиэтилена среднего давления. Полиэтилен среднего давления получается при температуре примерно 150 °С, под давлением не более 4 МПа, в присутствии катализатора. ПСД из раствора выпадает в виде хлопьев.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						18
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

Главное отличие ПСД от ПНД – более высокая кристалличность (80 % – 90 %). Полиэтилен, обладающий низкой плотностью, имеет 75 % – 85 % кристаллов. Помимо этого, ПСД имеет более слабую текучесть.

1.3.2.2 Суспензионная полимеризация

Суспензионной полимеризацией этилена в присутствии Циглеровских каталитических систем полиэтилен низкого давления получается при 75 – 85 °С и давлении 0,2 – 0,5 МПа в среде индивидуальных жидких углеводородов или смесей (гексан, гептан, циклогексан, бензиновые фракции 75 – 95 °С или 85 – 95 °С). Расход триэтилалюминия или диэтилалюминийхлорида составляет примерно 0,4 % в расчете на полимер. Продолжительность реакции 2 – 5 часов. Тепловой эффект реакции составляет около 4200 кДж/кг [6].

Скорость полимеризации этилена и свойства получаемого полиэтилена зависят от концентрации и активности катализатора, температуры и давления процесса.

Повышение давления несколько ускоряет процесс, но при этом увеличивается также и количество выделяющегося тепла [7]. Поэтому величина давления ограничивается интенсивностью теплосъема. Большое значение имеет соотношение триэтилалюминия и четыреххлористого титана. При увеличении его молярная масса полимера возрастает.

Необходимое условие нормального протекания процесса – отсутствие примесей, реагирующих с катализатором, главным образом воды и кислорода. Так как катализатор легко разрушается под влиянием кислорода воздуха и влаги, то полимеризацию очищенного от примесей этилена проводят в атмосфере чистого азота и в среде обезвоженного и очищенного от ненасыщенных соединений растворителя.

1.3.2.3 Газофазная полимеризация

При газофазной полимеризации температура в реакторе поддерживается в диапазоне 80 °С – 120 °С, давление – 0,7 – 1 МПа. В реакторе осуществляется псевдооживленное перемещение частиц катализатора и полиэтилена, идет поли-

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						19
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

меризация газообразного этилена и получение твердого полиэтилена. Крупные твердые частицы полиэтилена выводятся из реактора через специальные устройства, а мелкие возвращаются в реактор, отбиваясь в аппарате циклонного типа. Газовая фаза сжимается компрессором и возвращается в реактор.

Конверсия этилена составляет 3 % – 5 %. Процесс отличается хорошими экономическими показателями, 70 % новых установок работает по такому принципу.

1.4 Аппаратурное оформление производства полиэтилена

1.4.1 Реакторы

В настоящее время для производства полиэтилена в основном используют реакторы: трубчатый, автоклавный и петлевой [8].

Современные промышленные трубчатые реакторы – полимеризаторы – это последовательно соединенные теплообменники типа «труба в трубе». Общий вид реактора показан на рисунке 2.

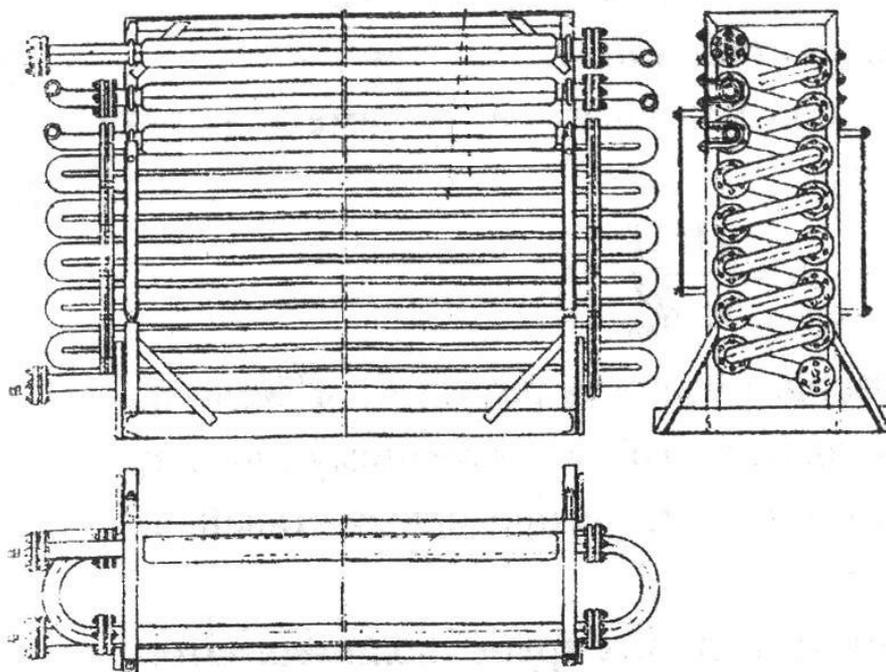


Рисунок 2 – Трубчатый реактор-полимеризатор

Диаметр трубок реактора переменный и составляет от 34 до 75 мм. Длина реакционной зоны может варьироваться от 360 до 1600 метров.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		20

Для поддержания температурного режима в реакторе и обеспечения эффективного теплосъема проводится дополнительный ввод этилена и инициатора в различные зоны по длине реактора. Трубы и калачи изготавливаются из специальных высококачественных, жароупорных сталей и оборудованы рубашками для циркуляции воды. Трубчатые реакторы являются реакторами «идеального вытеснения», так как в них реакционная масса движется в одном направлении, к тому же весь поток этилена находится в реакторе в течение одинакового времени, это способствует более узкому молекулярно-массовому распределению получаемого полимера, но неравномерность распределения кислорода и изменение температуры по длине зоны реакции приводит к получению полиэтилена с широким молекулярно-массовым распределением [9].

Общий вид реактора-автоклава с мешалкой для синтеза полиэтилена представлен на рисунке 3. Он работает под давлением 150 МПа и является типичным примером комбинированного реакционного аппарата, в котором сочетаются процессы вытеснения и смешения.

Автоклав представляет собой реактор, состоящий из двух секций 1 и 2. Нижняя (рабочая) секция аппарата образует реакционный объем, в котором расположена мешалка винтового типа 3, интенсивно перемешивающая реакционную среду. Верхняя секция корпуса присоединяется к нижней при помощи пробки 5 и гайки 4. В верхнюю секцию вмонтирован электродвигатель 6 для вращения мешалки. Двигатель работает непосредственно в среде этилена.

Секции аппарата снабжены охлаждающими водяными рубашками для отвода реакционного тепла.

Этилен высокого давления с небольшой примесью кислорода подается в реактор в трех местах, а именно в крышку моторной части корпуса (для смазки и охлаждения подшипников ротора), в верхнюю и среднюю зоны реакционной части корпуса. Распределение потоков газа между последними двумя точками регулируется таким образом, чтобы в реакционном объеме аппарата поддерживалась температура около 200 °С [10].

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						21
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

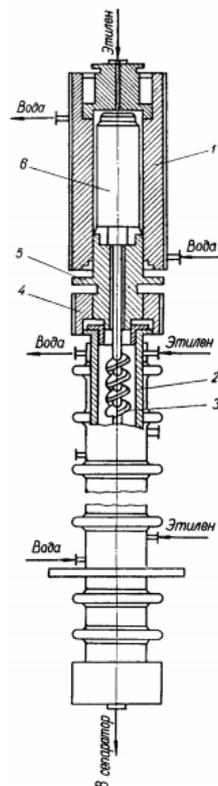


Рисунок 3 – Автоклавный реактор

Также при производстве полиэтилена широко применяются петлевые реакторы. Полимеризацию же можно проводить как в одном, так и в нескольких петлевых реакторах. Общий вид петлевого реактора показан на рисунке 4.

Получаемый продукт состоит из твердых частиц полимера в суспензии жидких мономеров (полимеризация в массе) или частиц полимера в суспензии жидких мономеров, смешанных с инертным растворителем в качестве разбавителя при полимеризации.

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. Концентрированную суспензию полимера перемещают в расширительный резервуар, в котором присутствует большее количество разбавителя и не прореагировавших мономеров, далее отгоняют для отделения твердого полимера [11].

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						22
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

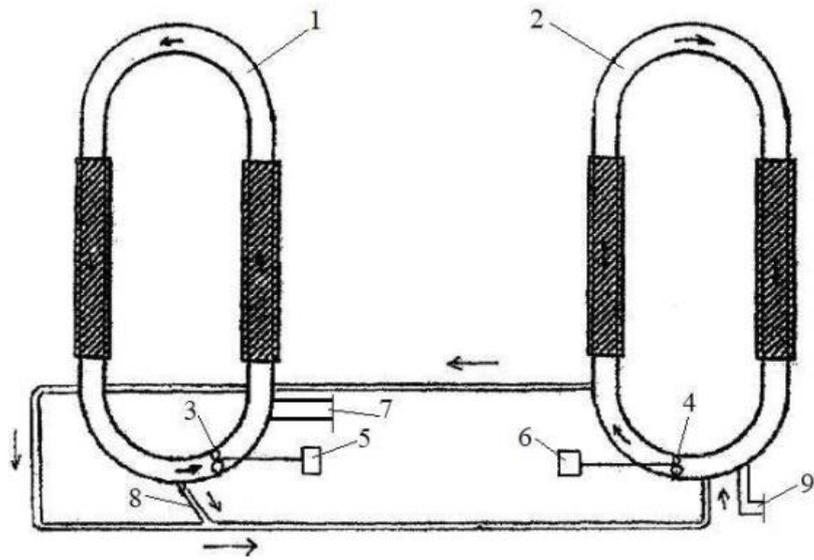


Рисунок 4 – Реактор-полимеризатор петлевой

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

1.4.2 Теплообменники

На установках производства полиэтилена используются следующие типы теплообменников: кожухотрубчатые, типа «труба в трубе», пластинчатые.

Кожухотрубчатые теплообменники представлены на рисунке 5.

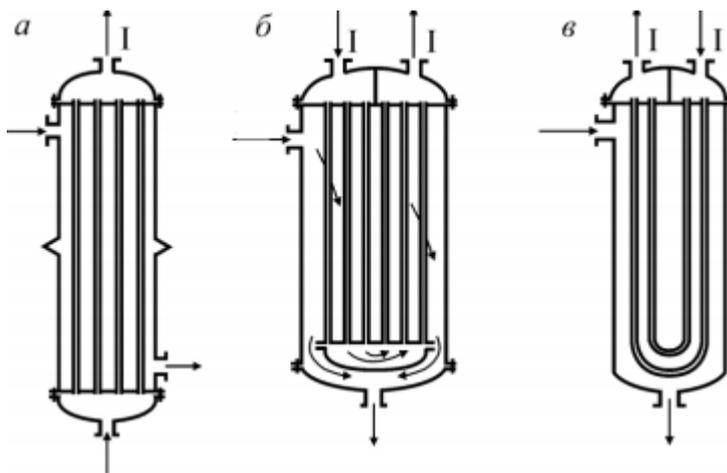


Рисунок 5 – Кожухотрубчатые теплообменники:

а – теплообменник с линзовым компенсатором, б – теплообменник с плавающей головкой, в – теплообменник с U – образными трубками

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

Основными преимуществами кожухотрубчатых аппаратов являются универсальность по назначению (холодильники, подогреватели жидкости или газа, а также конденсаторы и кипятильники); простота конструкции; надежность; широкий диапазон давлений и температур рабочих сред.

Недостатком кожухотрубчатых теплообменников является низкий коэффициент унификации (отношение числа узлов и деталей, одинаковых для всего размерного ряда, к общему числу узлов и деталей в аппарате), который составляет всего 0,13. Поэтому кожухотрубчатые теплообменники мало технологичны в условиях производства широкого ряда типоразмеров [12].

Теплообменник «труба в трубе» представлен на рисунке 6.

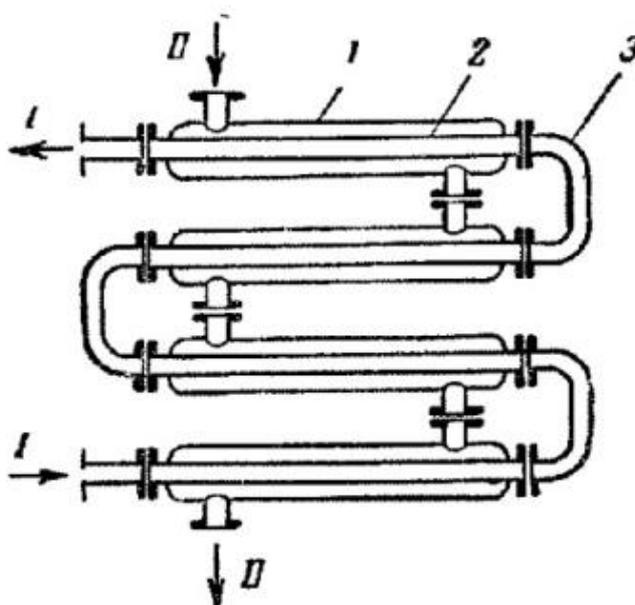


Рисунок 6 – Теплообменник «труба в трубе»:

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

I – первый поток; II – второй поток

По сравнению с кожухотрубчатыми теплообменниками аппараты «труба в трубе» имеют меньшее гидравлическое сопротивление и, следовательно, допускают более высокие скорости движения теплоносителей. Однако они менее компактны и более металлоемки.

Пластинчатые теплообменники представляют собой аппараты, теплообменная поверхность которых образована набором тонких гофрированных

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						24
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

металлических пластин. Изготавливают такие аппараты в разборном и неразборном виде. Устройство разборного теплообменника представлено на рисунке 7.

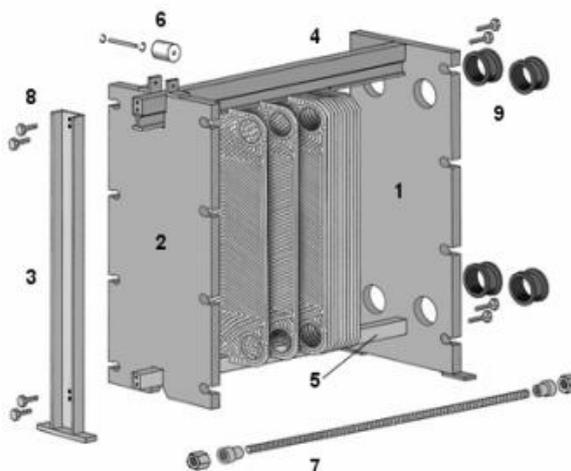


Рисунок 7 – Устройство разборного пластинчатого теплообменника:

1 – неподвижная плита, 2 – подвижная плита, 3 – вертикальная стойка, 4 – верхняя горизонтальная штанга, 5 – нижняя горизонтальная штанга, 6 – крепёжный винт, 7 – стяжной винт, 8 – болт, 9 – штуцер

1.4.3 Насосы

Для циркуляции суспензии в реакторах используются пропеллерные насосы, схема которого представлена на рисунке 8;

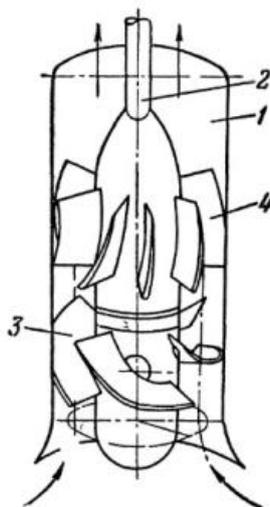


Рисунок 8 – Пропеллерный насос:

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

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						25
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Для циркуляции хладагента реакторов используются центробежные насосы, которые представлены на рисунке 9.

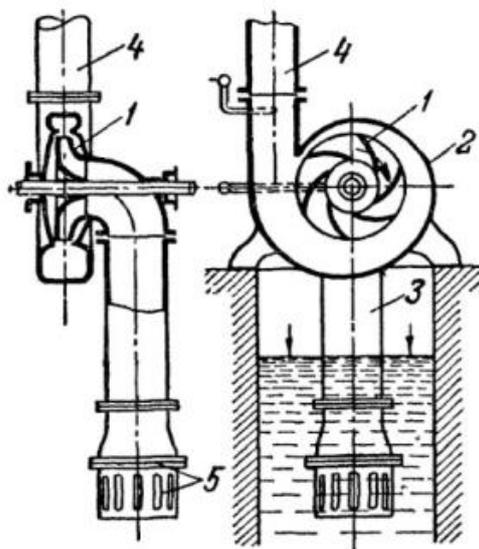


Рисунок 9 – Центробежный насос:

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

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.171057.180301.ПЗ

Лист

26

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и требования к сырью

Сырьем полимеризации является смесь углеводородов с водородом, так же в реактор подается катализатор с сокатализатором.

В таблице 1 представлены характеристики сырья производства полиэтилена.

Таблица 1 – Характеристика сырья

Наименование сырья	Характеристики	Регламентируемые показатели
1	2	3
Этилен	Содержание основного вещества, % по объему, не менее	99,95
	Агрегатное состояние при нормальных условиях	газ
	Содержание водорода, % по объему, не более	5
	Содержание ацетилена, % по объему, не более	1
	Общее содержание углеводородов C ₃ и выше, % по объему, не более	3
	Содержание кислорода, % по объему, не более	0,1
	Содержание воды, % по объему, не более	0,1
	Плотность паров (газа) по воздуху, кг/м ³	1,268
	Температура кипения/плавления, °С	-103/-169
	Общее содержание азотистых соединений, % по объему, не более	0,1
	Содержание меркаптанов, % по объему, не более	0,1
	Содержание фосфина, % по объему, не более	0,03
Водород	Объемная доля водорода, %, не менее	99,99
	Агрегатное состояние при нормальных условиях	газ

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>						
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>							
<i>Разраб.</i>		<i>Шепелев А. А.</i>			<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>			
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г. Г.</i>				У	27	66			
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>					
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>									

Продолжение таблицы 1

1	2	3
	Плотность паров (газа) по воздуху, кг/м ³	0,089
	Содержание C ₂ и выше, % по объему, не более	20
	Температура кипения/плавления, °С	-252/-259
	Содержание воды, % по объему, не более	0,5
	Общее содержание азотистых соединений, % по массе, не более	0,1
	Содержание кислорода, % по объему, не более	0,5
Бутен-1	Содержание основного вещества, % по массе, не менее	99,0
	Массовая доля бутена-2, %, не более	1
	Содержание ацетиленов, ppm по массе, не более	5
	Агрегатное состояние при нормальных условиях	газ
	Содержание бутадиена-1,3, ppm по массе, не более	50
	Содержание бутадиена-1,2, ppm по массе, не более	5
	Массовая доля C ₁ – C ₃ , %, не более	0,1
	Плотность паров (газа) по воздуху, кг/м ³	2,503
	Содержание МТБЭ, % по массе, не более	3
	Температура кипения/плавления, °С	-6,6/-185
	Содержание азотистых соединений (NO+NO ₂), % по массе, не более	5
	Содержание кислорода, % по массе, не более	1
	Содержание воды, % по массе, не более	20
	Общее содержание сернистых соединений в пересчете на сероводород, % по массе, не более	1
	Содержание водорода, % по массе, не более	50
Массовая доля азота и аргона, %, не более	0,1	
Гексен-1	Содержание основного вещества, % по массе, не менее	99
	Агрегатное состояние при нормальных условиях	жидкость

Продолжение таблицы 1

1	2	3
	Массовая доля C ₆ , %, не менее	99,9
	Массовая доля < C ₆ , %	0,01
	Массовая доля > C ₆ , %	0,01
	Массовая доля цис- и транс-2-гексена, %	0,07
	Массовая доля парафинов, %, не более	0,3
	Плотность паров (газа) по воздуху, кг/м ³	673
	Температура кипения/плавления, °С	-63/-140
	Содержание ароматических УВ, % по массе, не более	0,2
	Содержание кислорода, % по массе, не более	1
	Содержание воды, % по массе, не более	25
	Общее содержание сернистых соединений (H ₂ S), % по массе, не более	1
	Содержание нелетучих веществ, % по массе, не более	1
	Изобутан	Массовая доля основного вещества, %, не менее
Массовая доля н-бутана, %, не более		1
Массовая доля пропана, %, не более		0,2
Содержание бутена-1, % по массе, не более		97
Содержание бутадиена, % по массе, не более		3
Общее содержание C ₁ – C ₃ , % по массе, не более		0,2
Агрегатное состояние при нормальных условиях		газ
Содержание ароматических углеводородов, % по массе, не более		18
Плотность паров (газа) по воздуху, кг/м ³		2,870
Температура кипения/плавления, °С		-12/-160
Содержание водорода, % по массе, не более		9
Содержание аммиака, % по массе, не более		1
Содержание кислорода, % по массе, не более		200
Содержание воды, % по массе, не более	10	
Катализатор Циглера МТ 2510 в гексане	Содержание хлора, г/кг	390 ± 80

Продолжение таблицы 1

1	2	3
	Содержание титана, г/кг	160 ± 43
	Содержание магния, г/кг	41 ± 12
	Продуктивность, г ПЭ/г кат, не менее	15000
	Размер частиц катализатора D ₅₀ , микрон	7 ± 5
	Концентрация твердых веществ катализатора в углеводородах, % по массе, не менее	15
Сокатализатор триэтилалюминий (ТЭАЛ)	Содержание триэтилалюминия, % по массе, более	94
	Содержание трибутилалюминия, % по массе, менее	6
	Агрегатное состояние при нормальных условиях	жидкость
	Плотность паров (газа) по воздуху, кг/м ³	837
	Температура кипения/плавления, °С	185,6/-52
Сокатализатор триэтилборан (ТЭБ) в гексане	Массовая доля активного компонента (триэтилборана), % по массе	25
	Агрегатное состояние при нормальных условиях	жидкость
	Плотность паров (газа) по воздуху, кг/м ³	696,1
	Температура кипения/плавления, °С	95/-93

Основные требования к качеству, характеристики выпускаемой продукции – порошка полиэтилена – представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристика выпускаемой продукции

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

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4	5
Насыпная плотность свободно оседающего порошка (измеряется по SL-QC003), кг/м ³	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 ³	Может быть на 17 % выше, чем насыпная плотность свободно оседающего порошка с макс. 610 кг/м ³			
Плотность полимера (по SL-QC002), кг/м ³	936 – 963	941 – 955	941 – 955	936 – 963
Температура, °С	Минимальная температура окружающей 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)			
Абразивность	Не абразивен к металлу Может быть абразивным к неметаллам.			
Остаточные углеводороды C ₂ – C ₆ (общее содержание летучих веществ при 100 °С) по SL-QC202, ppm в весовом соотношении	мин. 10 – макс. 500 (на выходе дегазатора порошка)			
Стандартная удельная теплоемкость при комнатной температуре, кДж/кг·К	2,5 – 2,6			

2.2 Описание технологической схемы

Технологическая схема производства ПНД представлена на рисунке 10.

Катализатор Циглера – суспензия катализатора в растворителе (гексане), и твердые частицы катализатора, осевшие в процессе хранения. Суспензия катализатора подается насосом Н-1 в реакторы полимеризации Р-1 и Р-2.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						31
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

- 3) Ввод этилена;
- 4) Ввод изобутана;
- 5) Ввод сомономеров;
- 6) Ввод водорода;
- 7) Полимеризацию;
- 8) Концентрирование твердых веществ;
- 9) Подогревание суспензии;
- 10) Дегазацию порошка полиэтилена и последующее его выделение.

В качестве сокатализатора используется триэтилалюминий (ТЭАЛ), который подается с помощью насоса Н-2 в реакторы Р-1 и Р-2.

Очищенный этилен подается в секцию полимеризации в питающие коллекторы реакторов полимеризации Р-1 и Р-2. Сжиженный изобутан подается по трубопроводу с целью компенсации незначительных потерь изобутана на участках полимеризации и регенерации растворителя, а также для поддержания достаточного количества разбавителя в емкости орошения.

Сжиженный изобутан подается по трубопроводу при давлении 0,8 МПа, и он, как правило, соответствует техническим условиям.

В качестве сомономера используется Бутен-1, подается с целью регулирования плотности полимера. Вводится в зависимости от количества подаваемого этилена.

ПНД получают полимеризацией этилена суспензионным методом в среде изобутанового разбавителя в присутствии катализатора Циглера. Частицы полимера образуются и растут, находясь во взвешенном состоянии, в инертном легком углеводородном разбавителе (изобутане), который содержит смесь этилена, водорода, сомономера и катализатора. Концы труб реактора соединены друг с другом. Циркуляция смеси обеспечивается насосами реакторов Р-1, Р-2, встроенные в нижних коленах первых секций контуров реакторов. Реакторы работают в мономодальном режиме, оба реактора соединены напрямую через линию транспортировки. В этой линии транспортировки образуется

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						33
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

определенный перепад давления, который является причиной того, что в первом реакторе давление несколько выше, чем во втором

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 % по мольной доле.

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 % по мольной доле.

В реакторах возможно образование этана. Этанизация происходит в результате реакции этилена с водородом в присутствии катализатора Циглера.

Так как реакция полимеризации сопровождается выделением большого количества тепла, необходимо чтобы реактор имел отвод тепла, который осуществляется подачей охлаждающей деминерализованной воды в рубашки реакторов. Оборудованием для осуществления охлаждения служат буферная емкость хладагента реактора Е-1, насосы Н-5, Н-6 и холодильник хладагента Х.

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 обратной водой (до температуры 33 °С).

Буферная емкость хладагента Е-1 предназначена для постоянного поддержания необходимого уровня воды (2200 ± 500) мм, при температуре около 60 °С 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.

Концентрирование твердых веществ осуществляется при помощи гидроциклонов Ц-1, Ц-2 и насосов гидроциклонов Н-8, Н-9. Суспензия из второго реактора Р-2 поступает на концентрирование в гидроциклоны ГЦ-1 и ГЦ-2.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						34
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

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

Подогревание суспензии осуществляется при помощи такого оборудования, как подогреватели суспензии П-1 и П-2, работающие параллельно, и предназначенные для испарения всего разбавителя из суспензии перед поступлением порошка в сепаратор высокого давления С, и емкости конденсата подогревателей суспензии Е-2.

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, который вырабатывается в пароохладителе из конденсата и пара низкого давления.

Система дегазации порошка предназначена для отделения произведенного порошкообразного полимера ПНД 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.

Суспензия полиэтилена после нагрева до температуры 85 °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 высокого давления поступает в циклон Ц-3 для выделения основной части мелких частиц.

После отделения паров разбавителя порошок из сепаратора С направляется в дегазатор ДГ, где отделение паров разбавителя осуществляется при низ-

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						35
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

ком давлении. Для перехода от системы высокого давления к системе низкого давления предусмотрена специальная система транспортировки полимера, включающая емкости разгрузки сепаратора С, Е-3 и Е-4 и систему отсечных клапанов. Прием порошка из сепаратора С в емкости разгрузки Е-3 и Е-4 и последующая выдача порошка в дегазатор осуществляется попеременно.

На входе в дегазатор порошок полиэтилена насыщен мономером и разбавителем. Поток порошка, поступающий из сепаратора С в дегазатор, сопровождается газообразными углеводородами, захваченными порами частиц полимера. Также в порошке содержатся жидкие углеводороды.

Дегазация порошка полиэтилена 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 ПНД поступает в пневмотранспортную систему, в которой используется очищенный азот, и пневмотранспортом направляется в силосы порошка.

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 высокого давления в циклон Ц-3, а затем в систему фильтрации, где осуществляется последовательная очистка паров разбавителя на

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						36
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

фильтре Ф-3 и Ф-4.

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

Циклон верхнего погона сепаратора С 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 – от 80 °С до 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 Расчет материального баланса

При заданной производительности одной из двух технологических линий по гранулированному полиэтилену $G_{ПЭ} = 250000$ т/год, на основании данных использования рабочего времени $Z = 340$ дней, рассчитываем часовую производительность, кг/ч:

$$G_{П} = \frac{G_{ПЭ} \cdot 1000}{Z \cdot 24} \quad (1)$$

$$G_{П} = \frac{250000 \cdot 1000}{340 \cdot 24} = 30637,25 \text{ кг/ч}$$

С учетом получения некондиционного полимера на стадии экструзии (0,1 %) [13] необходимо получить порошка ПЭ:

$$30637,25 \cdot 1,001 = 30667,89 \text{ кг/ч} \quad (2)$$

Количество потерь полимера на стадии экструзии:

$$30667,89 - 30637,25 = 30,64 \text{ кг/ч} \quad (3)$$

С учетом потерь мелкодисперсного порошка на стадии дегазации (0,09 %) [13] необходимо получить порошка ПНД:

$$30667,89 \cdot 1,0009 = 30695,49 \text{ кг/ч} \quad (4)$$

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						37
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

Количество потерь полимера на стадии дегазации:

$$30695,49 - 30667,89 = 27,60 \text{ кг/ч}$$

(5)

Материальный баланс производства ПНД представлен в таблице 3.

Таблица 3 – Материальный баланс

Приход			Расход		
Показатель	% по массе	кг/ч	Показатель	% по массе	кг/ч
Поток этилена, в том числе:			ПНД в виде порошка, в том числе:		
этилен	99,400	33418,748	товарный	91,300	30695,490
этан	99,960	33405,381	потери экструзии	99,810	30637,250
Водород:	0,040	13,367	потери дегазации	0,100	30,640
Сомономер, в том числе:	0,015	5,043	Катализатор:	0,090	27,600
Бутен-1	0,240	80,689	Отходящие газы, в том числе:		
Бутен-2	99,45	80,245	этилен	8,610	2894,723
Поток изобутана, в том числе:			изобутан	17,900	518,155
изобутан	0,100	33,620	водород	23,920	692,418
Н-бутан	99,100	33,317	этан	21,440	620,629
пропан	0,800	0,269	гексан	12,710	367,919
Катализатор Циглера:	0,100	0,034	бутен	7,920	229,262
Сокатализатор, в том числе:				16,110	466,340
триэтилалюминий	0,130	43,707			
трибутилалюминий	0,005	1,681			
Продувочные газы:					
азот	94,00	1,580			
водяной пар	6,000	0,101			
ИТОГО:	0,110	36,983			
	99,700	36,872			
	0,300	0,111			
ИТОГО:	100,00	33620,471	ИТОГО:	100,00	33620,471

2.4 Тепловой баланс

Чтобы найти нужное количество деминерализованной воды, необходимой для охлаждения реакторов рассчитаем тепловые потоки реактора:

$$Q_1 + Q_2 + Q_{xp} = Q_3 + Q_n + Q_{исп} + Q_{пот}, \quad (6)$$

где Q_1 – тепловой поток этилена;

Q_2 – тепловой поток водорода;

Q_{xp} – тепловой эффект реакции;

Q_3 – тепловой поток уходящего газа;

Q_n – тепловой поток ПНД в виде порошка;

$Q_{исп}$ – тепловой поток испарившейся воды;

$Q_{пот}$ – теплопотери.

Приход тепла с этиленом:

$$Q_1 = G_1 \cdot c_1 \cdot T_1 + G_3 \cdot c_3 \cdot T_1, \quad (7)$$

где G_1 – этилен на полимеризацию, кг/с;

c_1 – удельная теплоемкость этилена, равная 1615 Дж/(кг·К);

T_1 – температура этилена, поступающего в реактор, принимаем 306 К;

G_3 – поток этана в составе этилена, кг/с;

c_3 – удельная теплоемкость этана, равная 1801 Дж/(кг·К).

$$Q_1 = \frac{33418,748}{3600} \cdot 1615 \cdot 306 + \frac{13,367}{3600} \cdot 1801 \cdot 306 = 4589,605 \text{ кВт}$$

Тепловой поток, поступающий с водородом:

$$Q_2 = G_2 \cdot c_2 \cdot T_2, \quad (8)$$

где G_2 – входящий поток водорода, кг/с;

c_2 – удельная теплоемкость водорода, равная 16012 Дж/(кг·К);

T_2 – температура водорода, поступающего в реактор, принимаем 313 К.

$$Q_2 = \frac{5,043}{3600} \cdot 16012 \cdot 313 = 7,021 \text{ кВт}$$

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						39
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

Тепловой эффект реакции:

$$Q_p = G_n \cdot q, \quad (9)$$

где G_n – количество образующегося полиэтилена, кг/с;

q – тепловой эффект реакции полимеризации, равный 4050 кДж/кг.

$$Q_p = \frac{30695,49}{3600} \cdot 4050000 = 34532,426 \text{ кВт}$$

Тепловой эффект выходящего потока полиэтилена:

$$Q_n = G_n \cdot c_{нэ} \cdot T_{нэ}, \quad (10)$$

где $c_{нэ}$ – удельная теплоемкость полиэтилена, равная 2550 Дж/(кг·К);

$T_{нэ}$ – температура полиэтилена на выходе из реактора, равная 360 К.

$$Q_n = \frac{30695,49}{3600} \cdot 2550 \cdot 360 = 7827,350 \text{ кВт}$$

Теплопотери принимаем 1 % от общего прихода:

$$Q_{ном} = 0,01 \cdot (4589,605 + 7,021 + 34532,426) = 391,291 \text{ кВт} \quad (11)$$

Тепловой поток газа, выходящего из реактора от количества хладагента при температуре 355 К:

$$Q_3 = G_{кв} \cdot (0,997 \cdot 2230 + 0,003 \cdot 3040) \cdot 355 + G_2 \cdot 355 \cdot 14560 + \\ + G_{этан} \cdot 355 \cdot 3040 + G_{бутен} \cdot 355 \cdot 2230 = 1362,675 \cdot G_{кв} + 180,992 \text{ кВт} \quad (12)$$

Теплота, затрачиваемая на испарение:

$$Q_{исп} = G_{кв} \cdot r \quad (13)$$

где r – удельная теплота парообразования, равная 281 кДж/кг.

Далее выражаем $G_{кв}$ из уравнения теплового потока:

$$Q_1 + Q_2 + Q_p = Q_3 + Q_n + Q_{исп} + Q_{ном} \quad (14)$$

$$4589,605 + 7,021 + 34532,426 =$$

$$= 1362,675 \cdot G_{кв} + 180,992 + 7827,350 + 281 \cdot G_{кв} + 391,291$$

$$G_{кв} = \frac{30729,419}{(1362,675 + 281)} = 18,696 \text{ кг/с} = 67305,600 \text{ кг/ч}$$

Полученные значения заносим в таблицу 4.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						40
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Таблица 4 – Тепловой баланс полимеризации

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
Q_1	4589,605	11,729	Q_n	7827,350	20,004
Q_2	7,021	0,018	$Q_{исп}$	5253,576	13,426
Q_p	34532,426	88,253	$Q_{ном}$	391,291	1,000
ИТОГО:	39129,052	100	Q_3	25656,835	65,570
			ИТОГО:	39129,052	100

Из полученных данных следует, что в реактор подают 39129,052 кг/ч деминерализованной воды для отвода теплоты реакции.

2.5 Технологический расчет основного и вспомогательного оборудования

2.5.1 Расчет реактора-полимеризатора

Основные характеристики реактора:

- 1) Объем реактора – 101 м³;
- 2) Длина реакторной зоны – 69700 мм;
- 3) Диаметр наружный – 705 мм;
- 4) Расчетная температура среды суспензии полиэтилена – 82 °С.

Для оптимальной работы данного реактора нужно, чтобы объем порошка полимера заполнял 70 % – 90 % объема реактора [14], для того, чтобы обеспечить хорошее перемешивание порошка. Принимаем значение 70 % и определяем объем, занимаемый порошком:

$$0,7 \cdot 101 = 70,7 \text{ м}^3$$

Время пребывания порошка в данном реакторе находится в диапазоне от 100 до 140 минут, принимаем время пребывания 120 мин. Объем, занимаемый порошком при данном времени пребывания и заданной производительности по полимеру 30695,49 кг/ч рассчитывается по следующей формуле:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho}, \quad (15)$$

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						41
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

где G – массовый расход полимера, кг/ч;

τ – время пребывания порошка в реакторе, ч;

ρ – плотность порошка в реакторе, 500 кг/м³.

$$V = \frac{30695,49 \cdot 120}{500 \cdot 60} = 122,78 \text{ м}^3$$

Полученное расчетное значение показывает, что объем одного реактора не удовлетворяет обеспечению требуемого времени пребывания порошка для получения полимера.

Определяем количество реакторов:

$$N = \frac{122,78}{70,7} = 1,74 \quad (16)$$

Таким образом, принимаем 2 реактора. Определяем объем, заполненности порошком одного реактора:

$$V = \frac{122,78}{2} = 61,39 \text{ м}^3 \quad (17)$$

Тогда загрузка реактора составит:

$$A = \frac{61,39}{70,7} \cdot 100 = 86,83 \% \quad (18)$$

Диаметры штуцеров определяются из уравнения расхода по допустимой скорости потока:

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot w}}, \quad (19)$$

где G – массовый расход полимера, кг/ч;

w – скорость потока, м/с;

ρ – плотность среды, кг/м³.

Массовый поток квенча для реактора:

$$\frac{39129,052 + 30695,49}{2} = 34912,271 \text{ кг/ч} = 9,698 \text{ кг/с}$$

Массовый поток квенча в форсунку:

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						42
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

$$G_{кв1} = \frac{9,698}{10} = 0,97 \text{ кг/с} \quad (20)$$

Поток катализатора в форсунки подачи катализатора:

$$G_{кат1} = 0,97 + \frac{2}{3600} = 0,971 \text{ кг/с} \quad (21)$$

Так как расход увеличивается незначительно, можно принять форсунки одинакового диаметра. Также можно поступить и с форсунками сокатализатора, так как расход каталитической системы незначителен.

Плотность смеси составляет 382,61 кг/м³, плотностью каталитической системы ввиду ее малого расхода можно пренебречь. Скорость потока примем 4 м/с. Тогда диаметр штуцеров равен:

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{2,02}{382,61 \cdot 4}} = 0,041 \text{ м}$$

Принимаем стандартный диаметр по ГОСТ 16045-70 [15], $d_{штуц} = 50 \text{ мм}$

Подача газа рецикла осуществляется равномерно через 2 форсунки в реактор. Расход газа рецикла для одного реактора составляет 2412 кг/ч или 0,67 кг/с. Массовый расход газа в одну форсунку:

$$G_{рец1} = \frac{0,67}{2} = 0,335 \text{ кг/с} \quad (22)$$

Массовый расход отходящих газов реактора составляет 155919,94 кг/ч.

Для одного реактора:

$$\frac{155919,94}{2} = 77959,97 \text{ кг/ч} = 21,66 \text{ кг/с}$$

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

$$\frac{21,66}{2} = 10,83 \text{ кг/с}$$

Рассчитаем диаметр штуцера:

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						43
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{10,83}{31,99 \cdot 10}} = 0,208 \text{ м}$$

Принимаем стандартизированное значение $d_{тру} = 250 \text{ мм}$.

Порошок выгружается из реактора периодически, поддерживая необходимый уровень заполнения. Из-за присутствия разницы давления в реакторе порошок транспортируется с мгновенной скоростью. Расход порошка составляет 49724,28 кг/ч или 13,81 кг/с. На основании опытных данных принимаем скорость 20 м/с, а плотность среды примем 450 кг/м^3 , тогда:

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{13,81}{450 \cdot 20}} = 0,053 \text{ м}$$

При аварийной выгрузке порошка принимаем диаметр штуцера 100 мм. На выгрузку устанавливается два трубопровода – один при неисправности основного коллектора.

2.5.2 Расчет подогревателей суспензии

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

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

Примем в качестве агента пар ОНД. Согласно производственным данным, начальную температуру примем равной $126 \text{ }^\circ\text{C}$, а конечную равной $95 \text{ }^\circ\text{C}$.

Согласно расчетам, необходимо подать в наружную трубу 2975 кг/ч пара ОНД, а во внутреннюю трубу 33621 кг/ч суспензии ПЭ. Таким образом, необходимо сконденсировать следующую часть:

$$\frac{2975}{33621} \cdot 100 = 8,85 \%$$

Необходимо подвести теплоту:

$$Q = G \cdot q \tag{23}$$

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

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						44
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$Q = \frac{2975}{3600} \cdot 2300 = 1900,69 \text{ кВт}$$

Определим площадь теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta\tau_{cp}}, \quad (24)$$

где K – коэффициент теплопередачи, равный $1020 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град}$ по производственным данным;

$\Delta\tau_{cp}$ – средний температурный напор, $^{\circ}\text{C}$.

Средний температурный напор находится по следующей формуле:

$$\Delta\tau_{cp} = \frac{\Delta\tau_{\delta} - \Delta\tau_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta\tau_{\delta}}{\Delta\tau_{\text{м}}}} \quad (25)$$

Температурная схема выглядит следующим образом:

$$126 \rightarrow 95$$

$$70 \rightarrow 89$$

$$\Delta\tau_{\delta} = T_1 - t_2 \quad (26)$$

$$\Delta\tau_{\delta} = 126 - 70 = 56^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta\tau_{\text{м}} = T_2 - t_1 \quad (27)$$

$$\Delta\tau_{\text{м}} = 95 - 89 = 6^{\circ}\text{C}$$

$$\frac{\Delta\tau_{\delta}}{\Delta\tau_{\text{м}}} = \frac{56}{6} = 9,3 > 2, \text{ следовательно:}$$

$$\Delta\tau_{cp} = \frac{56 - 6}{\ln \frac{56}{6}} = 22,4^{\circ}\text{C}$$

Тогда площадь поверхности теплообменника равна:

$$F = \frac{1900690}{1020 \cdot 22,4} = 83,19 \text{ м}^2$$

По найденной площади подбираем теплообменник «труба в трубе» типа ТТМ31 48/49 по ТУ 3612-014-00220302-99, со следующими параметрами: диаметр теплообменной трубы – $48 \times 4 \text{ мм}$, диаметр кожуховой трубы – $89 \times 5 \text{ мм}$,

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						45
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

площадь поверхности теплообменника – 93,0 м², площадь проходного сечения внутри теплообменной трубы – 389,4 см², площадь проходного сечения кольцевого пространства 958,0 см² [16].

Запас площади составляет:

$$\Delta = \frac{93 - 83,19}{93} \cdot 100 = 10,55 \%$$

2.5.3 Расчет сепаратора

В сепаратор поступает двухкомпонентная фаза, состоящая из порошка полиэтилена и разбавителя.

Массовый расход линии составляет:

$$33621 - 2975 = 30646 \text{ кг/ч}$$

Далее рассчитаем производительность сепаратора по газу и по порошку:

Объемный расход:

$$V = \frac{G}{\rho}, \tag{28}$$

где G – коэффициент теплопередачи, кг/ч;

ρ – плотность среды, кг/м³.

В сепараторе отделяется около 10 % разбавителя

Принимаем плотность газообразного изобутана при 1,35 МПа и 89 °С составляет 2,499 кг/м³, плотность порошка полиэтилена при таких же условиях будет равна 600 кг/м³.

Производительность по газу:

$$V_g = \frac{30646 \cdot 0,1}{2,499} = 1226,33 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Производительность по жидкости:

$$V_{ж} = \frac{30646 \cdot 0,9}{600} = 45,97 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2.5.4 Расчет дегазатора

В дегазаторе происходит удаление углеводородов продувочным газом из порошка. Смесь азота с газообразными легкими углеводородами – это первый

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						46
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

поток продувочного газа, он вводится в верхнюю часть дегазатора. В нижнюю же часть подается чистый азот.

Высота колонны зависит от времени пребывания порошка в ней.

Для данной установки расчетное время пребывания составляет 2 часа и начинается на расстоянии 875 мм от основания газораспределителя (или на расстоянии 1925 мм от нижней касательной линии дегазатора). Поэтому нужно поддерживать такой уровень в колонне, чтобы время пребывания составляло 2 часа.

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

$$\tau = \frac{S \cdot L}{V_n}, \quad (29)$$

где S – площадь сечения колонны, м;

L – высота колонны, м;

V_n – объемная производительность, м³/ч.

Чтобы обеспечить безопасность при авариях, и для более гибкого технологического процесса при производстве полимера, произведем расчет высоты при времени пребывания порошка – 2,5 часа:

$$L = \frac{\tau \cdot V_n}{S} = \frac{4 \cdot \tau \cdot G_n}{\pi \cdot D^2 \cdot \rho} \quad (30)$$

$$L = \frac{4 \cdot 2,5 \cdot 30695,49}{3,14 \cdot 4^2 \cdot 600} = 10,2 \text{ м}$$

2.5.5 Расчет насоса реактора

Произведем расчет насоса Н-3, который предназначен для циркуляции реакционной смеси и подачи в реактор.

Полный напор насоса:

$$H = \frac{P_{\text{вых}} - P_{\text{вх}}}{\rho \cdot g} + H_z + h_n, \quad (31)$$

где $P_{\text{вых}}$ – давление на нагнетающей трубке, Па;

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$P_{вх}$ – давление на всасывающем патрубке, Па;

ρ – плотность смеси, 369,79 кг/м³;

H_2 – высота нагнетания, так как насос и реактор находятся на одном уровне, принимаем 0 м;

h_n – 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 принимаем 3 м.

Тогда:

$$H = \frac{2300000 - 2250000}{369,79 \cdot 9,81} + 0 + 3 = 16,78 \text{ м}$$

Полезная мощность насоса:

$$N_n = V \cdot \rho \cdot g \cdot H, \quad (32)$$

где V – объемный расход смеси, равный 6,49 м³/с.

$$N_n = 6,49 \cdot 369,7 \cdot 9,81 \cdot 16,78 = 394,96 \text{ кВт}$$

Мощность насоса на валу:

$$N_в = \frac{N_n}{\eta_n}, \quad (33)$$

где η_n – к.п.д. насоса, равный 0,7.

$$N_в = \frac{394,96}{0,7} = 564,23 \text{ кВт}$$

Мощность, потребляемая электродвигателем насоса:

$$N_{дв} = \frac{N_в}{\eta_{пер} \cdot \eta_{дв}}, \quad (34)$$

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

$\eta_{дв}$ – к.п.д. двигателя.

Принимаем, что $\eta_{пер} \cdot \eta_{дв} = 0,9$, тогда:

$$N_{дв} = \frac{564,23}{0,9} = 626,92 \text{ кВт}$$

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						48
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Установочная мощность двигателя:

$$N_y = \beta \cdot N_{\text{дв}}, \quad (35)$$

где β – коэффициент запаса мощности, равен 1,1.

$$N_y = 1,1 \cdot 626,92 = 689,612 \text{ кВт}$$

Согласно расчетной мощности двигателя насоса по ГОСТ 9366-80 подбираем осевой насос типа ОВ5-110 с мощностью 780 кВт [17].

2.6 Механический расчет реактора полимеризации

2.6.1 Описание конструкции аппарата

Реактор типа суспензионный петлевой – основная часть установки полимеризации. Аппарат горизонтального типа. Имеет относительно небольшой диаметр с несколькими изгибами под прямым углом и большую длину. Концы трубы соединены, образуя реакционный контур. Эскиз реактора представлен на рисунке 11.

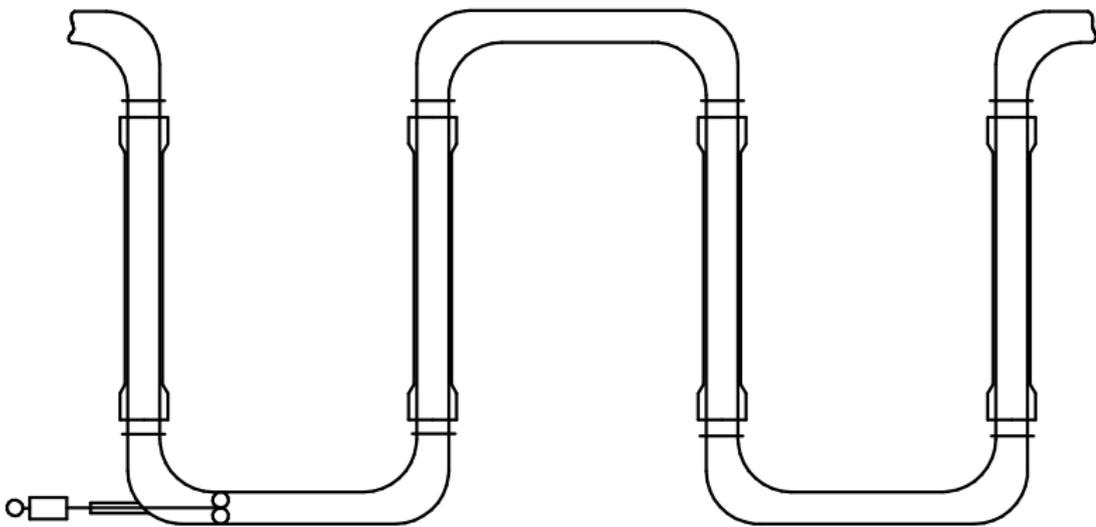


Рисунок 11 – Эскиз реактора

2.6.2 Исходные данные для расчета

Диаметр – 705 мм;

Длина – 69700 мм;

Давление – 5,1 МПа;

Температура – 82 °С;

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						49
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Среда – суспензия полиэтилена.

2.6.3 Расчет толщины стенки обечайки и днищ аппарата

При выборе материала, учитываем максимальную рабочую температуру 100 °С, давление 5,1 МПа и коррозионную среду, выбираем сталь 09Г2С по ГОСТ 14249-89 [18]. Допустимое напряжение $[\sigma]$ для стали 09Г2С составляет 181,3 МПа по ГОСТ 14249-89 [18].

Гидростатическое давление в аппарате при полном заполнении его водой:

$$P_2 = g \cdot \rho_в \cdot L, \quad (36)$$

где $\rho_в$ – плотность воды при 20 °С;

L – длина аппарата.

$$P_2 = 9,81 \cdot 1000 \cdot 69,7 = 0,68 \text{ МПа}$$

Толщина стенки обечайки:

$$S_o = \frac{P \cdot D_{вн}}{2[\sigma]\varphi - P} + \sum C, \quad (37)$$

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

σ – допустимое напряжение, МПа;

φ – коэффициент прочности сварного шва, принимаем равным 1;

C – прибавка на коррозию, равное 3 мм;

$$S_o = \frac{5,1 \cdot 0,705}{2 \cdot 181,3 \cdot 1 - 5,1} + 0,003 = 0,0131 \text{ м}$$

Принимаем толщину стенки обечайки 14 мм.

Толщина стенки для стандартных эллиптических днищ с $R = D_{вн}$ и

$H = 0,25 \cdot D_{вн}$ находится по формуле:

$$S_o = \frac{P \cdot R}{2[\sigma]\varphi - 0,5 \cdot P} + \sum C, \quad (38)$$

$$S_o = \frac{5,1 \cdot 0,705}{2 \cdot 181,3 \cdot 1 - 0,5 \cdot 5,1} + 0,003 = 0,013 \text{ м}$$

Принимаем толщину стенки 13 мм.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						50
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

2.6.4 Расчет устойчивости обечайки

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

Реакция одной опоры:

$$Q = \frac{G}{Z}, \quad (39)$$

где Z – количество опор;

G – сила тяжести, заполненного водой аппарата.

Сила тяжести, заполненного водой аппарата находится по формуле:

$$G = m \cdot g + m_{an} = \rho \cdot V \cdot g + m_{an}, \quad (40)$$

где m – масса воды, кг;

m_{an} – масса пустого аппарата, равная 261000 кг.

ρ – плотность воды, кг/м³;

V – объем аппарата, м³.

$$G = 1000 \cdot 101 \cdot 9,81 + 261000 = 1362010 \text{ кг}$$

$$Q = \frac{1362010}{2} = 681005 \text{ Н}$$

Изгибающий момент в середине аппарата:

$$M_1 = Q \cdot (f_1 \cdot L - a), \quad (41)$$

где f_1 – коэффициент, равный 0,24;

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

L – длина реактора, м.

$$M_1 = 681005 \cdot (0,24 \cdot 69,7 - 15) = 1176776,64 \text{ Н} \cdot \text{м} = 1,18 \text{ МН} \cdot \text{м}$$

Изгибающий момент в сечении над опорой:

$$M_2 = \frac{Q \cdot a}{f_2} \cdot \left(1 - \frac{a}{L} + f_3 \cdot \frac{D}{2 \cdot a} - f_2\right), \quad (42)$$

где f_2 и f_3 – коэффициент, равные 1,075 и 0,025 соответственно.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						51
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

$$M_2 = \frac{681005 \cdot 3,3}{1,075} \cdot \left(1 - \frac{3,3}{69,7} + 0,025 \cdot \frac{3,014}{2 \cdot 69,7} - 1,075\right) = -254637 \text{ Н} \cdot \text{м} =$$

$$= -0,26 \text{ МН} \cdot \text{м}$$

Прочность стенки аппарата, от действия изгиба и давления посреди пролета:

$$\sigma_1 = \frac{P_p \cdot D}{4 \cdot (S_o - \sum C)} + 1,25 \cdot \frac{|M_1|}{D^2 \cdot (S_o - \sum C)} \leq \varphi[\sigma] \quad (43)$$

$$\sigma_1 = \frac{2,62 \cdot 0,705}{4 \cdot (0,013 - 0,003)} + 1,25 \cdot \frac{1,18}{0,705^2 \cdot (0,013 - 0,003)} =$$

$$= 34,29 \text{ МПа} \leq 181,3 \text{ МПа}$$

Таким образом, условие прочности соблюдается.

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

$$\sigma_2 = \frac{P_p \cdot D}{4 \cdot (S_o - \sum C)} + 1,25 \cdot \frac{|M_2|}{K_1 \cdot D^2 \cdot (S_o - \sum C)} \leq \varphi[\sigma] \quad (44)$$

где K_1 – коэффициент, учитывающий нахождение в аппарате колец жесткости равный 1.

$$\sigma_2 = \frac{2,26 \cdot 0,705}{4 \cdot (0,013 - 0,003)} + 1,25 \cdot \frac{0,26}{1 \cdot 0,705^2 \cdot (0,013 - 0,003)} =$$

$$= 111,6 \text{ МПа} \leq 181,3 \text{ МПа}$$

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

$$K_2 = \frac{P_p \cdot (D + S_o - \sum C)}{2 \cdot \varphi[\sigma] \cdot (S_o - \sum C)} - 1 \quad (45)$$

$$K_2 = \frac{2,62 \cdot (0,705 + 0,013 - 0,003)}{2 \cdot 181,3 \cdot 1 \cdot (0,013 - 0,003)} - 1 = -0,48$$

$K_2 < 0$, значит укрепление емкости аппарата кольцами жесткости не является обязательным.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						52
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

2.6.5 Расчет штуцера подачи квенча и рециркулирующего газа

Из-за того, что штуцеры для подачи квенча и рециркулирующего газа имеют одинаковый диаметр расчеты будут схожими.

Выбираем материал 09Г2С по ГОСТ 14249-89 [18] в соответствии с максимальной рабочей температурой в 70 °С, давлении 4 МПа, который при 70 °С имеет допускаемое напряжение 168,6 МПа.

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

$D_{\phi} = 0,16$ м – диаметр фланца;

$D_{\sigma} = 0,125$ 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 М16;

Давление 2,5 МПа.

Схема фланца представлена на рисунке 12.

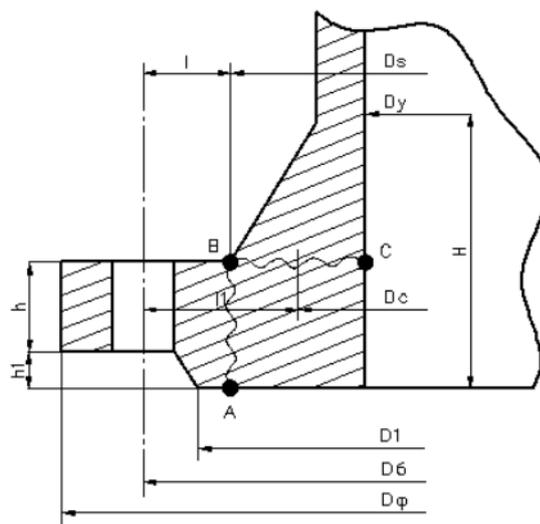


Рисунок 12 – Схема фланца цельного типа

					ВКР.171057.180301.ПЗ	Лист
						53
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Нагрузку на болты определяем по следующей формуле:

$$Q_{\sigma} = \frac{P \cdot \pi \cdot D_{\sigma}^2}{4} + P \cdot m \cdot D_n \cdot 2 \cdot b, \quad (46)$$

где P – рабочее давление среды, МПа;

m – коэффициент удельного давления на прокладку, равный 2,75;

b – ширина прокладки, равная 0,0055 м;

D_n – средний диаметр прокладки, м.

Средний диаметр прокладки находится по следующей формуле:

$$D_n = 0,5 \cdot (D_1 + D_{\phi}) \quad (47)$$

$$D_n = 0,5 \cdot (0,102 + 0,16) = 0,076 \text{ м}$$

$$Q_{\sigma} = \frac{2,3 \cdot 3,14 \cdot 0,125^2}{4} + 2,62 \cdot 2,75 \cdot 0,076 \cdot 2 \cdot 0,0055 = 0,034 \text{ МН}$$

Расчет фланцев на условную нагрузку:

$$Q_{\sigma\phi} = \frac{Q_{\sigma p} + Q_{\sigma m}}{2} \quad (48)$$

$$Q_{\sigma\phi} = \frac{0,044 + 0,069}{2} = 0,056 \text{ МН}$$

Примем к установке фланец цельного типа. Их рассчитывают под действием силы $Q_{\sigma\phi}$ на изгиб как консольную балку по опасным сечениям АВ и ВС.

При проверочных расчетах определяют напряжения изгиба σ_{AC} и σ_{BC} в указанных сечениях. Эти напряжения не должны превышать допускаемых напряжений:

$$\sigma_{AB} \leq [\sigma] \text{ и } \sigma_{BC} \leq [\sigma]$$

Если данные условия выполняются, то размеры и материал фланца выбраны верно.

Определим напряжение изгиба в сечении АВ:

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot Q_{\sigma\phi} \cdot l}{\pi \cdot D_s \cdot h_0^2}, \quad (49)$$

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						54
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

где l – плечо силы Q_{ϕ} , рассчитывается по формуле:

$$l = 0,5 \cdot (D_{\phi} - D_s) \quad (50)$$

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

$$h_0 = h + h_1 \quad (51)$$

$$h_0 = 0,017 + 0,003 = 0,02 \text{ м}$$

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot 0,056 \cdot 0,0245}{3,14 \cdot 0,076 \cdot 0,02^2} = 86,24 \text{ МПа}$$

Определим напряжение изгиба в сечении ВС:

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot Q_{\phi} \cdot l_1}{\pi \cdot D_c \cdot S_1^2}, \quad (52)$$

где D_c для штуцера 50 мм равняется 0,0565 м.

$$l_1 = 0,5 \cdot (D_{\phi} - D_c) \quad (53)$$

$$l_1 = 0,5 \cdot (0,125 - 0,0565) = 0,034 \text{ м}$$

$$S_1 = 0,5 \cdot (D_s - D_y) \quad (54)$$

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

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot 0,056 \cdot 0,034}{3,14 \cdot 0,063 \cdot 0,013^2} = 136,69 \text{ МПа}$$

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

2.6.6 Расчет штуцера отходящего газа

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

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

$D_{\phi} = 0,37 \text{ м}$ – диаметр болтовой окружности;

$D_1 = 0,335 \text{ м};$

$D_s = 0,3 \text{ м}$ – диаметр втулки фланца;

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						55
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

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

$H = 0,075$ м;

$h_1 = 0,003$ м;

Болты М27;

Давление 2,5 МПа.

Нагрузку на болты определяем по следующей формуле:

$$Q_{\sigma} = \frac{P \cdot \pi \cdot D_{\sigma}^2}{4} + P \cdot m \cdot D_n \cdot 2 \cdot b \quad (55)$$

$$D_n = 0,5 \cdot (D_1 + D_y) \quad (56)$$

$$D_n = 0,5 \cdot (0,335 + 0,25) = 0,293 \text{ м}$$

$$Q_{\sigma} = \frac{2,5 \cdot 3,14 \cdot 0,37^2}{4} + 2,5 \cdot 2,75 \cdot 0,293 \cdot 2 \cdot 0,007 = 0,297 \text{ МН}$$

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

$$Q'_{\sigma} = \pi \cdot D_n \cdot b \cdot q_n, \quad (57)$$

где q_n – удельное давление на поверхности прокладки, равное 30 МПа.

$$Q'_{\sigma} = 3,14 \cdot 0,293 \cdot 0,007 \cdot 30 = 0,193 \text{ МН}$$

$Q_{\sigma} > Q'_{\sigma}$ поэтому для дальнейших расчетов примем нагрузку Q_{σ}

Условная нагрузка на фланцы:

$$Q_{\sigma\phi} = \frac{Q_{\sigma p} + Q_{\sigma m}}{2} \quad (58)$$

$$Q_{\sigma\phi} = \frac{0,252 + 0,354}{2} = 0,303 \text{ МН}$$

Напряжение изгиба в сечении АВ равно:

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot Q_{\sigma\phi} \cdot l}{\pi \cdot D_s \cdot h_0^2}, \quad (59)$$

где l – плечо силы $Q_{\sigma\phi}$, рассчитывается по формуле:

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						56
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$l = 0,5 \cdot (D_{\phi} - D_s) \quad (60)$$

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

$$h_0 = h + h_1 \quad (61)$$

$$h_0 = 0,029 + 0,003 = 0,032 \text{ м}$$

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot 0,303 \cdot 0,035}{3,14 \cdot 0,3 \cdot 0,032^2} = 65,96 \text{ МПа}$$

Определим напряжение изгиба в сечении ВС:

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot Q_{\phi\phi} \cdot l_1}{\pi \cdot D_c \cdot S_1^2}, \quad (62)$$

где D_c для штуцера 250 мм равняется 0,275 м.

$$l_1 = 0,5 \cdot (D_{\phi} - D_c) \quad (63)$$

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

$$S_1 = 0,5 \cdot (D_s - D_y) \quad (64)$$

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

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot 0,303 \cdot 0,0475}{3,14 \cdot 0,275 \cdot 0,025^2} = 64 \text{ МПа}$$

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

2.6.7 Расчет штуцера вывода порошка полиэтилена

Произведем расчет фланцевого соединения для вывода порошка. Диаметр штуцера составляет 100 мм. Принимаем к установке фланец цельного типа с характеристиками:

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

$D_{\phi} = 0,19 \text{ м}$ – диаметр болтовой окружности;

$D_1 = 0,162 \text{ м}$;

$D_s = 0,132 \text{ м}$ – диаметр втулки фланца;

$h = 0,021 \text{ м}$ – толщина тарелки фланца;

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$H = 0,058 \text{ м};$$

$$h_1 = 0,003 \text{ м};$$

Болты М20;

Давление 2,5 МПа.

Нагрузку на болты определяем по следующей формуле:

$$Q_{\sigma} = \frac{P \cdot \pi \cdot D_{\sigma}^2}{4} + P \cdot m \cdot D_n \cdot 2 \cdot b \quad (65)$$

$$D_n = 0,5 \cdot (D_1 + D_y) \quad (66)$$

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

$$Q_{\sigma} = \frac{2,5 \cdot 3,14 \cdot 0,19^2}{4} + 2,5 \cdot 2,75 \cdot 0,131 \cdot 2 \cdot 0,006 = 0,082 \text{ МН}$$

Условная нагрузка на фланцы:

$$Q_{\sigma\phi} = \frac{Q_{\sigma p} + Q_{\sigma m}}{2} \quad (67)$$

$$Q_{\sigma\phi} = \frac{0,084 + 0,115}{2} = 0,0995 \text{ МН}$$

Напряжение изгиба в сечении АВ равно:

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot Q_{\sigma\phi} \cdot l}{\pi \cdot D_s \cdot h_0^2}, \quad (68)$$

где l – плечо силы $Q_{\sigma\phi}$, рассчитывается по формуле:

$$l = 0,5 \cdot (D_{\sigma} - D_s) \quad (69)$$

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

$$h_0 = h + h_1 \quad (70)$$

$$h_0 = 0,021 + 0,003 = 0,024 \text{ м}$$

$$\sigma_{AB} = \frac{6 \cdot 0,0995 \cdot 0,029}{3,14 \cdot 0,132 \cdot 0,024^2} = 72,52 \text{ МПа}$$

Определим напряжение изгиба в сечении ВС:

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot Q_{\sigma\phi} \cdot l_1}{\pi \cdot D_c \cdot S_1^2}, \quad (71)$$

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						58
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

где D_c для штуцера 100 мм равняется 0,116 м.

$$l_1 = 0,5 \cdot (D_{\sigma} - D_c) \quad (72)$$

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

$$S_1 = 0,5 \cdot (D_s - D_y) \quad (73)$$

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

$$\sigma_{BC} = \frac{2,4 \cdot 0,0995 \cdot 0,037}{3,14 \cdot 0,116 \cdot 0,016^2} = 94,76 \text{ МПа}$$

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

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						59
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

3.1 Воздействие на окружающую среду химических соединений производственного цикла

Этилен – бесцветный горючий газ, способный к взрывному разложению при повышенном давлении, высокой температуре или воздействии открытого огня в присутствии кислорода. Класс опасности – 4 по степени воздействия на организм. Предельно допустимая концентрация (ПДК) этилена в воздухе рабочей зоны – 100 мг/м³ [19]. При превышении ПДК этилен оказывает наркотическое действие, вызывает головную боль, головокружение, ослабление дыхания, удушье, нарушение кровообращения, потерю сознания.

Водород – бесцветный горючий газ без запаха. Химическая активность водорода увеличивается при повышении температуры, под действием ультрафиолетового и радиоактивного излучений. Газообразный чистый водород не оказывает вредного воздействия на окружающую среду. Водород не токсичен для человека, показатели ПДК не нормируются.

Бутен-1 – бесцветный газ с характерным запахом. Класс опасности – 4. Раздражает верхние дыхательные пути. Смесь с воздухом взрывоопасна. ПДК в воздухе рабочей зоны – 3 мг/м³.

Изобутан – бесцветный горючий газ без запаха. Класс опасности – 4. При высоких концентрациях вызывает удушье. ПДК в воздухе рабочей зоны – 300 мг/м³.

Триэтилалюминий (ТЭАЛ) – легковоспламеняющаяся жидкость. Класса опасности – 3. В контакте с водой и воздухом возможно воспламенение или взрыв. ПДК – 2 мг/м³. Причиняет ожоги, вызывает повреждения роговицы и век. Раздражает дыхательные пути, может в дальнейшем вызвать отек легких.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		<i>Шепелев А. А.</i>				<i>У</i>	<i>60</i>	<i>66</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г. Г.</i>						
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						
						<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		

К тому же при переработке полимерных материалов в воздух рабочей зоны может выделяется комплекс газо- и парообразных химических веществ, которые не должны превышать предельно допустимых концентраций, указанных в таблице 5 [20].

Таблица 5 – Предельно допустимые концентрации веществ

Наименование	Предельно допустимая концентрация, мг/м ³	Класс опасности по ГОСТ 12.1.007-76 [20]
Формальдегид	0,5	2
Ацетальдегид	5,0	3
Окись углерода	20,0	4
Органические кислоты (в пересчете на уксусную кислоту)	5,0	3
Аэрозоль полиэтилена	10,0	3

3.2 Средства и системы защиты при эксплуатации установки

Средства коллективной защиты работающих конструктивно должны быть соединены с производственным оборудованием или его элементами управления и должны быть расположены на производственном оборудовании или на рабочем месте таким образом, чтобы постоянно обеспечивалась возможность контроля его работы, а также безопасность ухода и ремонта.

В соответствии с правилами защиты от статического электричества оборудование должно быть заземлено, рабочие места должны быть снабжены резиновыми ковриками, а относительная влажность в рабочих помещениях должна соответствовать ГОСТ 12.1.005-88 [21].

Производственные помещения должны быть обеспечены техническими средствами контроля состояния воздушной среды.

В пределах установки полимеризации применяются следующие пожарные системы:

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	Лист
						61
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

- пожарные гидранты;
- пожарные лафеты;
- пожарные шланговые бухты;
- система пенотушения;
- система распыления водяного тумана;
- углекислотная система пожаротушения.

На территории предприятия, оборудовании и в производственных помещениях установлены знаки безопасности.

Постоянное образование жидких и твердых отходов в процессе производства полиэтилена исключено.

На установке соблюдаются следующие меры контроля от загрязнения атмосферы и нормализации воздушной среды рабочей зоны:

- вентиляция и очистка воздуха рабочей зоны;
- кондиционирование и дезодорация воздуха;
- использования высококачественной уплотнительной системы;
- подключение вентиляционных, дренажных и перепускных устройств к факельной системе;
- переработка потоков отходов или их сброс на факел.

Использование средств индивидуальной защиты (СИЗ) должно обеспечивать максимальную безопасность, а неудобства в их применении, должны быть сведены к минимуму.

На производстве используются следующие СИЗ [22]:

- Одежда специальная защитная (тулупы, накидки, халаты, плащи и так далее);
- Средства защиты рук (рукавицы, перчатки, нарукавники);
- Средства защиты ног (сапоги, ботинки, боты, щитки);
- Средства защиты глаз и лица (защитные очки, щитки защитные лицевые);
- Средства защиты головы (каска защитные, шлемы, подшлемники);

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						62
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

- Средства защиты органов дыхания (противогазы, респираторы, пневмомаски);
- Костюмы изолирующие (пневмокостюмы, гидроизолирующие костюмы);
- Средства защиты органов слуха (противошумные наушники, вкладыши, шлемы);
- Средства защиты от падения с высоты (предохранительные пояса, тросы, ручные захваты, манипуляторы);
- Средства дерматологические защитные (очистители кожи, репаративные средства).

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						63
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В работе приведена технологическая схема установки получения полиэтилена при низком давлении в петлевом реакторе суспензионным методом.

В ходе работы были изучены процессы полимеризации полиэтилена при различном давлении и изучена спецификация оборудования.

Были выполнены технологические расчеты основного оборудования, а именно петлевого реактора, сепаратора высокого давления и дегазатора.

Были составлены и рассчитаны материальный и тепловой балансы установки производительностью 250 тыс. т/год.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>			
Разраб.		Шепелев А. А.			<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>	Лит	Лист	Листов
Пров.		Охотникова Г. Г.				У	64	66
Н. контр.		Родина Т. А.				<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
Зав. каф.		Гужель Ю. А.						

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Кондауров Б.П. Общая химическая технология. Учебное пособие для студ. высш. учеб. заведений / Б.П. Кондауров, В.И. Александров, А.В. Артемов. – М. : Изд. центр «Академия», 2005. – 297 с.

2 Шифрина, В. С. Полиэтилен высокого давления. Справочное руководство / В. С. Шифрина, Н. Н. Статский – М. : Гостхимиздат, 1975. – 50 с.

3 Поляков, А.В. Полиэтилен высокого давления. Научно-технические основы промышленного синтеза / А.В. Поляков, Ф.И. Дунтов, А.Э. Софиев. – Л. : Химия, 1988. – 200 с.

4 Адельсон, С.В. Технология нефтехимического синтеза / С. В. Адельсон, Т. П. Вишнякова, Я. М. Паушкин. – М. : Химия, 1985. – 608 с.

5 Бурая, И.В. Основы технологии нефтехимического синтеза : учеб.-метод. комплекс / И. В. Бурая. – Новополюцк: ПГУ, 2012. – 191 с.

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

7 Брацыхин, Е.А. Технология пластических масс : учебное пособие. / Е.А. Брацыхин, Э. С. Шульгина. – Л. : Химия, 1982. – 328 с.

8 Романков, П.Г. Процессы и аппараты химической промышленности / П.Г. Романков, М.И. Курочкина, Ю.Я. Мозжерин. – Л. : Химия, 1989. – 560 с.

9 Голосов, А.П. Технология производства полиэтилена и полипропилена / А.П. Голосов, А.И. Динцес. – М : Химия, 1978. – 216 с.

10 Сутягин, В. М. Основы проектирования и оборудование производств полимеров : учебное пособие. / В. М. Сутягин, А. А. Ляпков – Томск : Изд. ТПУ, 2005. – 392 с.

11 Пат. 2465284 Российская Федерация, МПК C08F 2/00, C08F 2/18, C08F 10/00. Способ полимеризации олефинов с помощью многопетлевых реакто-

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шепелев А. А.</i>			<i>Расчет основного оборудования установки полиэтилена</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г. Г.</i>				У	65	66
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						

ров / Пенцо Джузеппе (ИТ). – № 2010111789/04 ; Заявл. 07.08.2008 ; Опубл. 27.10.2012.

12 Банных, О. П. Основные конструкции и тепловой расчет теплообменников : учебное пособие / О. П. Банных. – СПб : СПбНИУ ИТМО, 2012. – 42 с.

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

14 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.

15 ГОСТ 16045-70. Штуцера приварные для соединений трубопроводов по внутреннему конусу. Конструкция и размеры. – М. : Издательство стандартов, 1971. – 2 с.

16 ТУ 3612-014-00220302-99. Теплообменники «труба в трубе». Технические условия. – М. : ВНИИНЕФТЕМАШ, 1999. – 72 с.

17 ГОСТ 9366-80. Насосы осевые. Общие технические условия. – М. : Издательство стандартов, 1980. – 15 с.

18 ГОСТ 14249-89 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. – Взамен ГОСТ 14249-80 ; введ. 1990-01-01. М. : Издательство стандартов ; М. : Издательство стандартов, 2008. – 56 с.

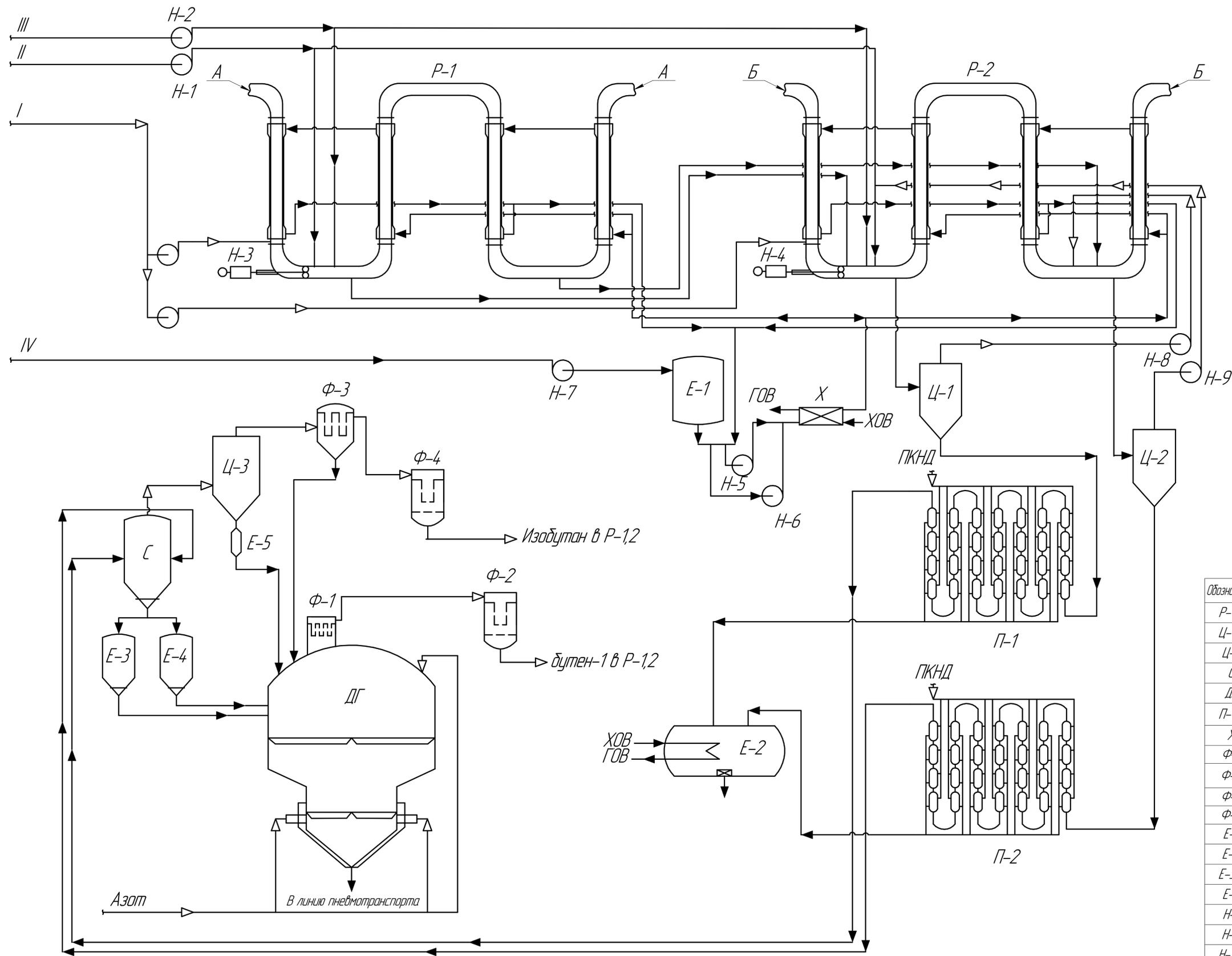
19 ГОСТ 25070-201. Этилен. Технические условия. – М. : Стандарт, 2019. – 6 с.

20 ГОСТ 12.1.007-76. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности. – М. : Стандарт, 1977. – 7 с.

21 ГОСТ 12.1.005-88. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны. – М. : Стандарт, 2008. – 48 с.

22 ГОСТ 12.4.011-89. Средства защиты работающих. Общие требования и классификация. – М. : Стандарт, 2004. – 7 с.

					<i>ВКР.171057.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						66
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		



Обозначение потока	Наименование среды
I	Смесь газов, состоящая из этилена, водорода, изобутана и дивин-1
II	Катализатор
III	Сокатализатор
IV	Деминерализованная вода
ГОВ	Горячая обратная вода
ХОВ	Холодная обратная вода
ПКНД	Пар крайне низкого давления

Обозначение	Наименование	Кол.
P-12	Реактор	2
Ц-12	Гидроциклон	2
Ц-3	Верхний циклон сепаратора высокого давления	1
С	Сепаратор высокого давления	1
ДГ	Дегазатор	1
П-12	Нагреватель суспензии	2
Х	Охладитель охлаждающей жидкости реакторов	1
Ф-1	Фильтр дегазатора	1
Ф-2	Верхний защитный фильтр узла регенерации растворителя низкого давления	1
Ф-3	Верхний фильтр сепаратора высокого давления	1
Ф-4	Защитный фильтр узла регенерации растворителя высокого давления	1
Е-1	Буферная емкость охлаждающей жидкости реактора	1
Е-2	Емкость конденсата нагревателя суспензии	1
Е-3,4	Разгрузочные емкости сепаратора высокого давления	2
Е-5	Бункер мелких частиц верхнего циклона сепаратора высокого давления	1
Н-1	Насос загрузки катализатора	1
Н-2	Насос подачи сокатализатора	1
Н-3,4	Циркуляционные насосы 1 и 2 реакторов	2
Н-5,6	Циркуляционные насосы охлаждающей жидкости реактора	2
Н-7	Насос подпитки хладагента	1
Н-8,9	Насосы гидроциклонов	2

ВКР.171057.180301.ТС

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Технологическая схема производства полиэтилена низкого давления	Лист	1	Листов	1
Разраб.	Шенелев А.А.					у			
Проб.	Охотникова Г.Г.								
Т.контр.									
Исполн.	Радина Т.А.								АМГУИФФ
Утв.	Гужель Ю.А.								гр. 718-об

Копирайтер
Формат А1

Лист 1 из 1
Справ. №
Лист 1 из 1
Лист 1 из 1
Лист 1 из 1