

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт: Физико-технический

Специальность: 240601 Химическая технология материалов современной энергетики

Кафедра: «Химическая технология редких, рассеянных и радиоактивных элементов»

ДИПЛОМНЫЙ ПРОЕКТ/РАБОТА

Тема работы
Проект цеха переработки ОЯТ производительностью 200 тонн в год по исходному сырью

УДК 621.039.59.001.6__

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
0412	Анарбаева Наталия Дмитриевна		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Акимов Д. В.			

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Тухватулина Л. Р.	Кандидат философских наук		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Акимов Д. В.			

По разделу «Автоматизация процесса»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Вильнина А. В.	Кандидат технических наук		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
	Крайденко Р. И.	Доктор химических наук		

Томск – 2018 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт: Физико-технический

Направление подготовки (специальность): 18.05.02 Химическая технология материалов современной энергетики

Кафедра: «Химическая технология редких, рассеянных и радиоактивных элементов»

УТВЕРЖДАЮ:

Зав. кафедрой

____ Р.И. Крайденко
(Подпись) (Дата)

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

дипломного проекта

Студенту:

Группа	ФИО
0422	Анарбаева Наталия Дмитриевна

Тема работы:

Проект цеха переработки ОЯТ производительностью 200 тонн в год по исходному сырью	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	

Срок сдачи студентом выполненной работы:	30 декабря 2017
--	-----------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе (наименование объекта исследования или проектирования; производительность или нагрузка; режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т. д.); вид сырья или материал изделия; требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).	В цеху осуществляется переработка ОЯТ от реакторов ВВЭР – 1000. Режим работы непрерывный. Сырьем является раствор ОЯТ с концентрацией урана 400г/л, в растворе так же содержатся плутоний и продукты деления. Процесс экстракции происходит в центробежном экстракторе. Переработка ОЯТ сопровождается риском для окружающей среды в случае неправильной эксплуатации.
Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов	1. Введение 2. Обзор литературы 3. Расчеты и аналитика 3.1. Теория процесса (термодинамика, кинетика) 3.2. Приборы и методы анализа 3.3. Разработка и описание аппаратурно-технологической схемы. 3.4. Расчет материального баланса технологической схемы

	3.5. Расчет теплового баланса технологической схемы 3.6. Расчет основного аппарата. 3.6.1. Расчет геометрии и габаритов основного аппарата 3.6.2. Механический расчет основного аппарата 3.6.3. Гидравлический расчет основного аппарата 3.6.4. Энергетический расчет основного аппарата 4. Результаты расчетов 5. План размещения оборудования 5.1. Подбор основного технологического оборудования 5.2. Расчет геометрии и габаритов оборудования 5.3. Энергетический расчет технологической схемы 5.4. План размещения оборудования 6. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение 7. Социальная ответственность 8. Автоматизация процесса 9. Заключение 10. Список использованных источников
Перечень графического материала <i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i>	1. Сборочный чертеж основного аппарата А1 (ГОСТ 2.001-93...2.034-83). 2. Аппаратурно-технологическая схема 3. План размещения оборудования Презентация Power Point Presentation
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы	
Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	
Социальная ответственность	
Автоматизация процесса	
Нормоконтролер	
Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	
---	--

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Акимов Дмитрий Васильевич			

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
0422	Анарбаева Наталия Дмитриевна		

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Институт: Физико-технический

Направление подготовки (специальность): 240601 Химическая технология материалов современной энергетики

Уровень образования: инженер

Кафедра: «Химическая технология редких, рассеянных и радиоактивных элементов»

Период выполнения осенний / весенний семестр 2015/2016 учебного года

Форма представления работы:

дипломный проект

КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН
выполнения выпускной квалификационной работы

Срок сдачи студентом выполненной работы:	30 декабря 2017 года
--	----------------------

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
20.10.17	1. Введение	3
23.10.17	2. Обзор литератур	4
01.11.17	3. Расчеты и аналитика	5
12.11.17	4. Результаты расчетов	15
22.11.17	5. План размещения оборудования	10
01.12.17	6. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	10
06.12.17	7. Социальная ответственность	5
10.12.17	8. Автоматизация процесса	5
20.12.17	9. Заключение (выводы)	3

Составил преподаватель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Акимов Дмитрий Васильевич			

СОГЛАСОВАНО:

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
	Крайденко Роман Иванович	Доктор химических наук		

ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ ООП 18.05.02

«Химическая технология материалов современной энергетики»

Код результата	Результат обучения (выпускник должен быть готов)
<i>Профессиональные компетенции</i>	
P1	Демонстрировать глубокие естественнонаучные, математические и инженерные знания и детальное понимание научных принципов профессиональной деятельности
P2	Ставить и решать инновационные задачи, связанные с получением и переработкой материалов и изделий ядерного топливного цикла, с использованием моделирования объектов и процессов химической технологии материалов современной энергетики
P3	Эксплуатировать и совершенствовать действующие, разрабатывать и внедрять новые современные высокотехнологичные процессы и линии автоматизированного производства, обеспечивать их высокую эффективность, контролировать расходование сырья, материалов, энергетических затрат
P4	Обеспечивать радиационную безопасность, соблюдать правила охраны здоровья и труда при проведении работ, выполнять требования по защите окружающей среды; оценивать радиационную обстановку; осуществлять контроль за сбором, хранением и переработкой радиоактивных отходов различного уровня

	активности с использованием передовых методов обращения с РАО
P5	Уметь планировать и проводить аналитические, имитационные и экспериментальные исследования в области изучения свойств и технологии материалов современной энергетики с использованием новейших достижения науки и техники, уметь обрабатывать и критически оценивать полученные данные, делать выводы, формулировать практические рекомендации по их применению; использовать основы изобретательства, правовые основы в области интеллектуальной собственности
P6	Разрабатывать новые технологические схемы, рассчитывать и выбирать оборудование, применять средства автоматизации, анализировать технические задания и проекты с учетом ядерного законодательства
<i>Универсальные компетенции</i>	
P7	Представлять современную картину мира на основе целостной системы естественнонаучных и математических знаний, ориентироваться в ценностях бытия, жизни, культуры; иметь широкую эрудицию, в том числе знание и понимание современных общественных и политических проблем
P8	Воспринимать, обрабатывать, анализировать и обобщать научно-техническую информацию, передовой отечественный и зарубежный опыт в области изучения свойств, методов и технологий получения и переработки материалов современной энергетики

P9	Применять иностранный язык в сфере коммуникаций и профессиональной деятельности, представлять результаты научных исследований и разработок в виде отчетов, публикаций, публичных обсуждений
P10	Уметь эффективно работать индивидуально, в качестве члена команды по междисциплинарной тематике, руководить командой, быть способным оценивать, принимать организационно-управленческие решения и нести за них ответственность; следовать корпоративной культуре организации, кодексу профессиональной этики, ответственности и нормам инженерной деятельности
P11	Понимать необходимость и уметь самостоятельно учиться и повышать квалификацию в течение всего периода профессиональной деятельности

Реферат

Дипломный проект состоит из 120 страниц, 13 рисунков, 20 таблиц, 40 использованных источников, одного приложения, трех листов графического материала формата A1 и спецификации.

Ключевые слова: ОЯТ, экстракция, центробежный экстрактор, PUREX – процесс, уран, плутоний.

Цель дипломного проекта: проектирование цеха переработки отработавшего ядерного топлива.

В результате выполнения дипломного проекта рассчитаны материальные балансы растворения и экстракции ОЯТ с использованием ТБФ. Разработаны аппаратурно-технологическая схема и функциональная схема автоматизации цеха. Проведены аппаратурный расчет центробежного экстрактора и расчет габаритных размеров аппаратов в технологической цепочке. Экстрактор имеет рабочую высоту 0,6 м и диаметр 0,3 м. Построен план цеха переработки отработавшего ядерного топлива. Рассчитаны основные технико-экономические показатели. Проведен анализ вредных и опасных факторов производства, проработаны меры по охране труда и окружающей среды.

Обозначения, сокращения, нормативные ссылки

В настоящей работе использованы ссылки на следующие стандарты:

ГОСТ 14249 – 89. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность;

Правила ядерной безопасности. ПБЯ – 06 – 10 – 99;

Основные санитарные правила работы с радиоактивными веществами и другими источниками ионизирующего излучения СП 2.6.1.758-99, М.: Энергоатомиздат, 1999 г.;

Нормы радиационной безопасности (НРБ – 99): Гигиенические нормативы. М. Информационно – издательский центр Госкомсанэпиднадзора России, 1999 г.;

ГОСТ 11024 – 2012 Панели стеновые наружные бетонные и железобетонные для жилых и общественных зданий. Общие технические условия – М.: Стандартинформ, 2014г.;

ГОСТ 23166 – 99 Блоки оконные. Общие технические условия (с Изменением N 1, с Поправкой) – М.: Госстрой России, ГУП ЦПП, 2000г.;

ГОСТ Р 54806 – 2011. Насосы центробежные. Технические требования. Класс I – М.: Стандартинформ, 2012г.;

Технический регламент Таможенного союза "О безопасности машин и оборудования" (ТР ТС – 010 – 2011)

ГОСТ 26070 – 83 Государственный стандарт союза СССР. Фильтры и сепараторы для жидкостей – М.: ИПК Издательство стандартов, 1997г.;

ГОСТ 12.0.003 – 2015 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Опасные и вредные производственные факторы. Классификация. – М.: Стандартинформ, 2016г.;

ГОСТ 12.4.252-2013 – Средства защиты работающих. Общие требования и классификация. – М.: Стандартинформ, 2014г.;

ГН 2.2.5.1313 – 03. Химические факторы производственной среды. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны. – М.: Министерство юстиций РФ, 2003г. – 73 с.;

ГОСТ Р 56640 – 2015 Чистые помещения. Проектирование и монтаж. Общие требования. – М.: Стандартиформ, 2016г.;

ГОСТ 12.1.003 – 2014 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Шум. Общие требования безопасности. – М.: Стандартиформ, 2015г.;

СНиП 23 – 05 – 95 Естественное и искусственное освещение (с Изменением N 1). – М.: Госстрой России , ГУП ЦПП, 2003г.;

СанПиН 2.2.4.548 – 96 Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений. – М.: Информационно – издательский центр Минздрава России, 1997г.;

ГОСТ 12.1.005 – 88 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны (с Изменением N 1). – М.: Стандартиформ, 2008г.;

СНиП 41 – 01 – 2003. Отопление, вентиляция и кондиционирование. – М.: Госстрой России , ГУП ЦПП, 2004г.;

ГОСТ Р 12.1.019 – 2009 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов защиты. – М.: Стандартиформ, 2010г.;

ГОСТ 30403 – 2012 Конструкции строительные. Метод испытаний на пожарную опасность. – М.: Стандартиформ, 2014г.;

ГН 2.2.5.1313 – 03. Химические факторы производственной среды. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны. – М.: Министерство юстиций РФ, 2003. – 73 с.

В данной работе применены следующие термины и определения:

ТБФ – трибутилфосфат;

ВАО – высокоактивные отходы;

ВВЭР – водо-водяной энергетический реактор;
ГНУ – гексагидрат нитрата уранила;
ФГУП ГХК – Федеральное государственное унитарное предприятие
«Горно-химический комбинат»;
ОЯТ – отработавшее ядерное топливо;
ПД – продукты деления;
ТВС – тепловыделяющая сборка;
ФСА – функциональная схема автоматизации;
СБ – сборочный чертеж;
ТО – аппаратурно-технологическая схема;
ПЦ – план цеха;
СП – спецификация;
ИТР – инженерно-технический работник;
КИПиА – контрольно-измерительные приборы и автоматика;
МОП – младший обслуживающий персонал;
ЗП – заработная плата,
ТБ – техника безопасности;
КПД – коэффициент полезного действия;
ОТ – охрана труда;
ПБ – пожарная безопасность;
СИЗ – средства индивидуальной защиты;
ПДК – предельно допустимая концентрация.
ВХВ – вредные химические вещества

Оглавление	
1 ВВЕДЕНИЕ	16
2 ОБЗОР ЛИТЕРАТУРЫ	17
2.1 Способы переработки ОЯТ	17
1.1.1 Основные термины и определения	21
2.2 Классификация экстрагентов.....	23
2.3 Аппаратурное оформление процесса.....	27
2.3.1 Центробежный экстрактор.....	33
3 РАСЧЕТЫ И АНАЛИТИКА	36
3.1 Теория процесса	36
3.1.1 Термодинамика процесса экстракции	36
3.1.2 Определение числа теоретических ступеней экстракции	38
3.1.3 Кинетика процесса экстракции	42
3.2 Объекты и методы исследования	45
3.3 Разработка и описание аппаратурно – технологической схемы....	45
3.4 Расчет материального баланса.....	48
3.4.1 Расчет материального баланса экстракции	54
3.5 Расчет теплового баланса технологической схемы.....	59
3.6 Конструкционный расчет.....	60
3.6.1 Определение общей производительности экстрактора	60
3.6.2 Расчет объема смесительной камеры.....	60
3.6.3 Расчет объема камеры разделения	63
3.6.4 Выбор основных размеров экстрактора	68
3.6.5 Определение диаметров штуцеров ввода и вывода потоков в аппарате.....	69
3.6.6 Выбор двигателя и энергетический расчет	69
3.6.7 Прочностной расчет.....	71
3 РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТОВ	73
4 ПЛАН ОБОРУДОВАНИЯ	74

4.1 Подбор основного технологического оборудования	74
4.1.1 Подбор емкостей	74
4.1.2 Подбор агитаторов	75
4.1.3 Подбор центробежного фильтра	75
4.1.4 Подбор насосов	75
4.2 Расчет геометрии и габаритов оборудования	76
4.3 Энергетический расчет технологической схемы	76
4.3 План размещения оборудования	77
5 ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ	78
5.1 Расчет затрат на аренду	78
5.2 Затраты на оборудование	79
5.3 Расчёт эффективного фонда времени	79
5.4 Расчет годового фонда заработной платы	86
5.5 Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования	89
5.6 Расчет технологических затрат	91
5.7 Расчет затрат на реагенты	92
5.8 Калькуляция себестоимости передела	93
5.9 Вывод по разделу	95
6 СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ	96
6.1 Описание технологического процесса и оборудования	96
6.1.1 Описание технологического процесса и оборудования на предмет вредных и опасных проявлений факторов производственной среды	96
6.1.2 Описание технологического процесса и оборудования на предмет негативного воздействия на окружающую природную среду	97
6.1.3. Описание технологического процесса и оборудования на предмет чрезвычайных ситуаций	97

6.2 Анализ выявленных вредных и опасных факторов проектируемой производственной среды	98
6.2.1 Анализ выявленных вредных факторов производственной среды и их действие на организм человека	98
6.2.2 Приведение допустимых норм	100
6.2.3 Средства индивидуальной защиты	100
6.2.4 Опасность воздействия ионизирующего излучения	101
6.2.5 Производственный шум	105
6.2.6 Освещение	106
6.2.7 Микроклимат	107
6.2.8. Опасность поражения электрическим током	112
6.2.9 Пожароопасность	113
6.3 Охрана окружающей среды	114
6.4 Защита в чрезвычайных ситуациях	115
6.5 Вывод по разделу	117
7 АВТОМАТИЗАЦИЯ ПРОЦЕССА	118
7.1 Описание схемы	118
7.2 Перечень технологических параметров, подлежащих контролю, регулированию и сигнализации	120
7.3 Перечень первичных преобразователей	121
7.4 Вывод по разделу	123
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	124
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	125
ПРИЛОЖЕНИЕ А	129

Графический материал на отдельных листах:

ДП ФЮРА.066285.000 СБ Сборочный чертеж

ДП ФЮРА.066285.000 ТС Технологическая схема

ДП ФЮРА.066285.000 СП Спецификация

ДП ФЮРА.066285.000 ТО План размещения оборудования

1 Введение

Все коммерческие перерабатывающие заводы за рубежом и радиохимические заводы в России для переработки облученного ОЯТ используют PUREX-процесс [1]. Это водно-экстракционный процесс выделения из раствора топлива урана и плутония и их последующей очистки. В процессах выделения и очистки экстрагентом обычно служит раствор $(C_4H_9O)_3PO$ (ТБФ) в легком углеродном разбавителе.

Актуальность данной работы в том, что экстракционная переработка ОЯТ является наиболее эффективной и экономически выгодной [1]. Экстракционный метод переработки ОЯТ использует ФГУП ГХК. Конечным продуктом переработки облученного топлива является диоксид плутония PuO_2 и урана в виде «плава» $UO_2(NO_3)_2$.

Целью дипломного проекта является проектирование цеха переработки отработавшего ядерного топлива.

Задачами дипломного проекта являются:

- выполнить аналитический обзор существующих процессов переработки ОЯТ;
- провести материальный расчет процессов растворения и экстракции;
- подобрать основное технологическое оборудование и составить технологическую схему и план цеха переработки ОЯТ;
- провести аппаратный расчет центробежного экстрактора;
- провести расчет основных технико-экономических показателей;
- рассмотреть основные опасные и вредные факторы в процессе растворения и экстракционной переработки ОЯТ;
- составить схему автоматизации цеха переработки ОЯТ и подобрать необходимые приборы для проведения технологического процесса.

2 Обзор литературы

2.1 Способы переработки ОЯТ

Переработка делящегося материала, облученного нейтронами в ядерном реакторе топлива осуществляется для решения таких задач, как

- получение урана и плутония для производства нового топлива;
- получение делящихся материалов (урана и плутония) для производства ядерных боеприпасов;
- получение разнообразных радиоизотопов, находящих применение в медицине, промышленности и науке;
- получение доходов от других стран, которые либо заинтересованы в первом и втором, либо не хотят хранить у себя большие объемы ОЯТ;
- решение экологических проблем, связанных с захоронением РАО.

Первая стадия радиохимического производства включает подготовку топлива, т.е. в освобождение его от конструкционных деталей сборок и разрушение защитных оболочек твэлов. После этого топливная композиция становится доступной для действия химических реагентов. Следующая стадия связана с переводом ядерного топлива в ту фазу, из которой будет производиться химическая обработка: в раствор, в расплав, в газовую фазу. Перевод в раствор чаще всего производят растворением в азотной кислоте. При этом уран переходит в шестивалентное состояние и образует ион уранила, UO_2^{2+} , а плутоний – частично в шести и в четырехвалентное состояние, PuO_2^{2+} и Pu^{4+} соответственно. Перевод в газовую фазу связан с образованием летучих галогенидов урана и плутония. После перевода ядерных материалов соответствующую фазу проводят ряд операций, непосредственно связанных с выделением и очисткой ценных компонентов и выдачей каждого из них в форме товарного продукта.

Переработка отработавшего свой срок ядерного горючего с целью регенерации U, извлечения Pu и отделения продуктов деления основывается на окислительно-восстановительных реакциях, в которых уран, плутоний и

продукты деления оказываются в различных степенях окисления, что позволяет использовать для разделения осадительные, ионообменные или экстракционные методы.

Для разделения осадительными методами разработаны три основные схемы, получившие название висмут-фосфатной, лантан-сульфатной и лантан-фторидной.

В основу методики очистки от примесей и продуктов деления был положен окислительно-восстановительный процесс ацетатного осаждения уранил-триацетата урана. В ходе реакции использовались марганцевая кислота, азотнокислая ртуть, бихромат калия, бисульфит натрия, фтор. Технология требовала большого количества воды, которая в ходе производства насыщалась радиоактивными элементами и вредными химическими веществами. В результате из 1 т урановых блоков выделялось примерно 100 г плутония и 115 г радиоактивных продуктов деления урана. Недоиспользованный или регенерированный уран тщательно очищали от следов плутония и высокоактивных продуктов деления. Полученный концентрированный раствор плутония подвергался затем дополнительной очистке, чтобы уменьшить его бета- и гамма-излучение, после чего он на завод по производству металлического плутония, пригодного для изготовления сердечников атомных бомб.

В висмут-фосфатном методе после растворения ТВЭЛ нитритом натрия восстанавливают плутоний до Pu^{4+} . К раствору добавляют сульфат натрия для удержания урана в растворе в виде комплекса и висмут в качестве носителя, после чего осаждают при низком pH фосфат висмута, с которым соосаждается плутоний и часть продуктов деления. После повторной очистки от продуктов деления растворением и осаждением фосфата плутоний окисляют перманганатом или бихроматом в азотнокислой среде Pu^{6+} , а висмут и большую часть оставшихся осколков деления осаждают с фосфатом висмута. Добавляют новую порцию Bi^{3+} и операцию повторяют. Затем плутоний

восстанавливают Fe^{2+} и гидразином до плутония (III), добавляют ионы Bi^{2+} и осаждают плутоний вместе с частью продуктов деления, осадок растворяют в азотной кислоте и после повторного цикла добавляют La^{3+} , который осаждают в виде фторида вместе с плутонием. Для отделения от лантана осадок обрабатывают едким кали и получающиеся гидроксиды растворяют в азотной кислоте в присутствии окислителя. При этом плутоний переводят в плутоний (VI), его осаждают перекисью водорода

В редокс-процессе после растворения ТВЭЛ азотной кислоте плутоний окисляют бихроматом калия до шестивалентного состояния, затем извлекают его вместе с ураном экстракцией гексоном из раствора алюминия в HNO_3 при недостатке азотной кислоты против стехиометрического по отношению к алюминию, что предотвращает окисление гексона азотной кислотой. Уран и плутоний переходят в органическую фазу, а ПД остаются в водной фазе. Органическую фазу очищают от продуктов деления промыванием раствором нитрата алюминия. Затем уран и плутоний реэкстрагируют разбавленной HNO_3 . Далее плутоний восстанавливают до трехвалентного состояния, оставляя уран в степени окисления $6+$ и разделяют их экстракцией урана гексоном. U^{6+} переходит в органическую фазу, а Pu^{3+} – в водную. Затем уран реэкстрагируют разбавленной азотной кислотой, а плутоний подвергают дополнительным операциям очистки.

ЭКСХРОМ-процесс представляет собой, по сути, симбиоз процессов экстракции, массообменной сепарации и жидкостной хроматографии, сочетание которых позволяет реализовать в едином цикле по экстрагенту высокие очистные показатели с минимизацией водных отходообразующих потоков.

ЭКСХРОМ-процесс включает следующие технологические операции:

- экстракцию целевых компонентов из осветленного раствора ОЯТ в режиме противотока фаз;

- сепарацию экстракта с одновременной первичной промывкой от ПД в массообменном сепараторе;
- очистку экстракта урана от ПД жидкостной хроматографией;
- экстракционное выделение (резэкстракцию) плутониевой фракции в массообменном сепараторе;
- экстракционную доочистку плутониевой фракции на аффинажном субцикле в режиме противотока фаз;
- доочистку экстракта урана жидкостной хроматографией;
- резэкстракцию урана в режиме противотока фаз;
- двустадийную регенерацию оборотного экстрагента в массообменных сепараторах.

В качестве экстрагирующего органического раствора в схеме ЭКСХРОМ-процесса переработки ОЯТ используется смесь жидких органических веществ в объемном соотношении: 30 % трибутилфосфата и 70 % изопарафинового разбавителя марки «Изопар «М».

Экстракция урана, плутония и сопутствующих элементов (Np, Tc) из осветленного потока питания производится в блоке из 10 центробежных экстракторов в режиме противотока фаз в две стадии, на каждую из которых направляется собственный поток оборотного экстрагента. На первой стадии (на 2 ступенях) извлекается основная часть урана и плутония при максимально достижимом насыщении органического потока (запредельный режим). Получаемый при этом промежуточный рафинат поступает на вторую стадию (на 8 ступени) со своим потоком оборотного экстрагента, проводимую в допредельном режиме (полного извлечения). Оба экстракта объединяются, и объединенный органический поток направляется на последующую сепарационно-хроматографическую очистку от ПД [2].

Наибольшее распространение получила технологическая схема пурекс-процесса. Раствор, после растворения ТВЭЛ в азотной кислоте, содержащий U^{6+} , Pu^{4+} , ПД, экстрагируют раствором ТБФ в керосине. При этом

U, Pu, и частично ПД переходят в органическую фазу, а основная часть ПД остается в водной фазе. Затем плутоний восстанавливают до Pu^{3+} , а уран – до U^{4+} . Вновь проводят экстракцию ТБФ в керосине. Уран и четырехвалентные ПД переходят в органическую фазу, трехвалентный плутоний экстрагируется плохо и остается в водном растворе. U^{4+} реэкстрагируют водой. Дальнейшая очистка плутония и урана проводится экстракцией ТБФ и реэкстракцией водой. В сравнении с другими способами переработки ОЯТ, при технологии пурекс-процесса уменьшается объем жидких отходов. Способ считается наиболее экономически выгодным [1].

Для переработки отработавшего ядерного топлива выбран пурекс-процесс в связи с его преимуществами над другими технологиями.

1.1.1 Основные термины и определения

Экстракция – это извлечение вещества из одной жидкой фазы (обычно водного раствора) в другую (обычно органическую). Экстракция представляет собой современный высокоэффективный процесс извлечения, разделения, концентрирования и очистки веществ, нашедший широкое применение в технологии, аналитической и препаративной химии.

Реэкстракция – процесс обратного извлечения из органической фазы экстрагированного металла в водный раствор.

Органическая фаза при экстракции может состоять из одного вещества, которое называют экстрагентом или экстракционным реагентом. Экстрагент образует с веществом, извлекающимся из водной фазы в органическую, комплексную соль или другое соединение. Это соединение называют экстрагирующимся или экстракционным соединением. Как и экстрагент, экстракционное соединение малорастворимо в водной и хорошо растворимо в органической фазе, что приводит к переходу извлекаемого вещества из водной фазы в органическую. Экстрагент, обладающей хорошей экстракционной способностью и селективностью по отношению к извлекаемому металлу, а

также малой растворимостью в воде, йодных растворах кислот и щелочей – считается самым лучшим (высокая растворимость ведет к потерям экстрагента) [3].

В качестве экстрагента используются нейтральные фосфорорганические соединения (НФОС), среди которых первостепенное значение имеет ТБФ, применяемый для экстракции из нитратных растворов с различной концентрацией азотной кислоты [4].

Одно из наиболее важных условий – это быстрая регенерация экстрагента с возвратом его в цикл экстракции, а также устойчивость в водных растворах (экстрагент не должен гидролизироваться, окисляться или восстанавливаться компонентами раствора).

Разбавитель – органическое жидкое вещество, не смешивающееся с водой, служащее растворителем экстрагента. Распространенные разбавители – керосин, ксилол, уайт-спирит и др. Благодаря применению разбавителя можно использовать твердые экстрагенты или улучшить физические характеристики жидких экстрагентов (вязкость, плотность). Разбавитель большей частью химически не взаимодействует с извлекаемым металлом, но он существенно влияет на показатели экстракции (извлечение, избирательность и др.).

В качестве экстрагента используются нейтральные фосфорорганические соединения (НФОС), среди которых первостепенное значение имеет ТБФ, применяемый для экстракции из нитратных растворов с различной концентрацией азотной кислоты [4].

Высаливатель – неорганическое вещество (обычно электролит), улучшающее показатели экстракции. Добавление в водный раствор высаливателя способствует образованию легче экстрагируемых недиссоциированных молекул или экстрагируемых комплексов.

Экстракт – органическая фаза после экстракции, насыщенная извлекаемым компонентом.

Рафинат (маточник) – водная фаза после экстракции, очищенная от извлекаемого компонента.

Суть процесса – это растворение облученного топлива в азотной кислоте, а также экстракции U и Pu 70 % раствором трибутилфосфата в синтетических насыщенных углеводородах. Процесс происходит в центробежном экстракторе. Плутоний выдается в виде диоксида, а уран – уранилнитрата. Процесс известен в двух структурно – идентичных модификациях – как «слабокислотный» и как «сильнокислотный».

В данном пурекс – процессе общая очистка U и Pu от продуктов деления обычно равна 109, фактор разделения U и Pu больше 7,105, потери U, Pu и Np не превышают 0,01 %, 0,025 %, 0,5 % соответственно. Выходом (рафинатом) являются: трансурановые элементы: Am – Cm, Np, Pu; PЗЭ; Cs, Sr; Tc.

2.2 Классификация экстрагентов

В водных растворах ионы гидратированы и прочно удерживаются в водной фазе. Их извлечение в органическую фазу происходит лишь в том случае, если процесс сопровождается убылью энергии Гиббса экстракционной системы. Это условие может быть выполнено при использовании в качестве экстрагентов органических соединений, при взаимодействии которых с извлекаемым ионом будет компенсирована энергия его гидратации. Отвечающие этому условию органические вещества можно подразделить на две группы.

Первая группа – нейтральные экстрагенты: органические вещества, молекулы которых способны к образованию координационных связей (донорно–акцепторного типа) с извлекаемым ионом, более прочных, чем связи молекул воды (т.е. энергия сольватации превышает энергию гидратации).

Вторая группа – жидкие ионообменники (катионо– и анионообменники): органические кислоты и их соли или органические

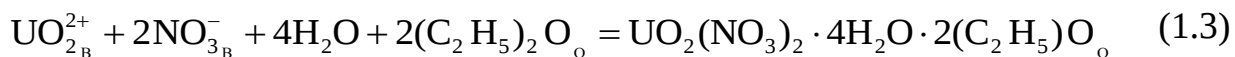
основания и их соли, способные при контакте с водным раствором к обмену неорганического катиона или аниона, входящего в состав экстрагента, на одноименный ион, находящийся в растворе. Из вышесказанного можно заключить, что по типу химического взаимодействия экстрагенты можно классифицировать на три основные группы: нейтральные, катионообменные и анионообменные [5].

К нейтральным экстрагентам относятся органические соединения, в составе которых имеются активные атомы, обладающие электронно–донорной способностью: кислородсодержащие (активный атом $=\ddot{\text{O}}$), азотсодержащие (активный атом $\equiv\text{N}:$) и серосодержащие (активный атом $=\ddot{\text{S}}$). Наибольшее распространение получили органические кислородсодержащие соединения, например, простые и сложные эфиры, кетоны, спирты и особенно нейтральные фосфорорганические соединения. Характеристика наиболее широко используемых нейтральных экстрагентов приведена в литературе [6].

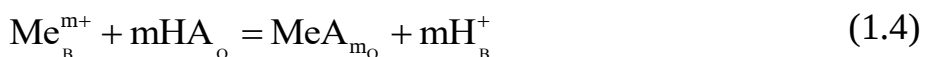
Нейтральные экстрагенты обладают высокой сольватирующей способностью по отношению к соединениям металлов. Процесс протекает по координационному (сольватному) механизму, когда осуществляется непосредственная координационная связь донорного атома (кислорода) функциональной группы экстрагента с ионом металла или по гидратно-сольватному механизму, когда эта координационная связь осуществляется через молекулу воды. Первый механизм характерен для фосфорорганических соединений, второй – для спиртов, эфиров и кетонов. Процессы экстракции, например, четырехвалентных металлов и иона уранила можно представить уравнениями реакций (1.1), (1.2) [6].



При извлечении металлов спиртами, эфирами и кетонами, а также при замене нитрат-ионов более гидратированными анионами (например, Cl^-) происходит заметная соэкстракция воды и переход от сольватного к гидратно-сольватному механизму. Например, экстракция уранилнитрата диэтиловым эфиром протекает по уравнению (1.3).



К кислым экстрагентам относятся некоторые органические кислоты (соли этих кислот), способные к образованию нейтрального металлоорганического соединения при контакте с водной фазой содержащей катионы металла. По характеру связи между катионом металла и органическими лигандами в таких соединениях экстрагенты этого класса можно условно разделить на две группы. Первая группа включает слабые органические кислоты, малорастворимые в воде – тетрафенилборную, сульфоновые, карбоновые, нафтенные и др. К этой же группе обычно относят широко используемые фосфорорганические кислоты. Общим для экстрагентов этой группы является то, что экстракция металлов протекает по механизму катионного обмена и может быть описана уравнением (1.4).



где Me^{m+} – катион металла с зарядом m ;

A – анион органической кислоты.

Для экстрагентов характерно образование при экстракции солей металлов с органическим анионом, в которых ионная связь между катионом и анионом не осложнена дополнительным взаимодействием.

Экстрагенты второй группы являются полидентатными (обычно бидентатными) соединениями и содержат, помимо кислотной, другие функциональные группы, способные образовывать координационную связь с катионом металла. Такие экстрагенты называют хелатирующими. Из них в технологии разделения РЗЭ наиболее широко используют дикетон–теноил–

трифторацетон. Основные характеристики кислых экстрагентов, применяемых в технологии радиоактивных и редких металлов, приведены в литературе [4].

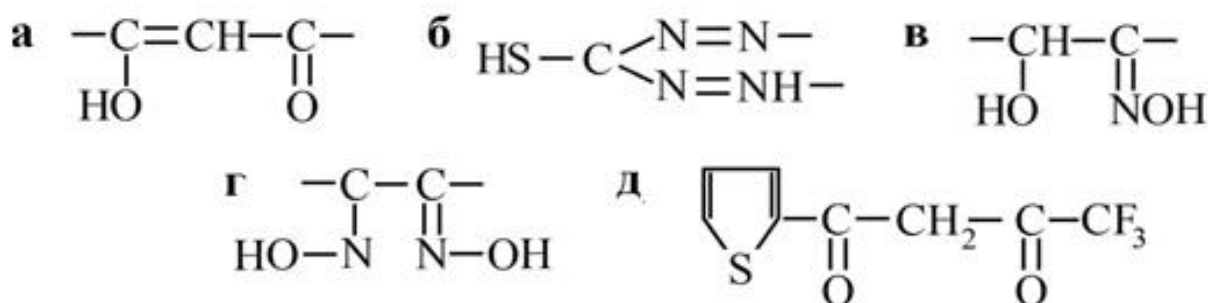


Рисунок 1.1 – Структурные формулы некоторых хелатирующих экстрагентов
а) дикетон; б) дитизон; в) монооксим; г) диоксим; д) дикетон–теноил–трифторацетон.

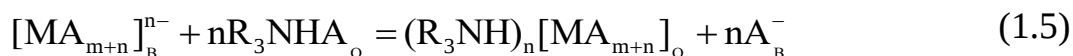
Основные экстрагенты – органические основания различного строения, которые могут быть представлены общей формулой $\text{Rn}\mathcal{E}$, или их соли – $\text{Rn}\mathcal{E}\text{A}$ (где R – углеводородный радикал или атом водорода, $\mathcal{E}$ – N, P, S, As и другие, A – анион минеральной кислоты). Из соединений этого класса наиболее широкое применение нашли амины, четвертичные аммониевые основания (ЧАО) и их соли.

На практике в основном используют амины и ЧАО, содержащие алкильные (с числом атомов углерода от 7 до 9), метильные и бензильные углеводородные радикалы.

В большинстве случаев экстракцию солей металлов проводят солями третичных аминов $\text{R}_3\text{N}:\text{HA}$ и солями ЧАО $\text{R}_4\text{N}^+\text{A}^-$, которые также имеют основные свойства.

Соли металлов MA_m извлекаются солями аминов или ЧАО в результате образования нерастворимых в водной фазе соединений состава $(\text{R}_3\text{NH})_n[\text{MA}_{m+n}]$ или $(\text{R}_4\text{NH})_n[\text{MA}_{m+n}]$. Возможны два основных механизма образования экстрагирующихся соединений. По одному механизму соль

амин обменивает свой анион на анионный комплекс металла из водной фазы, т.е. реакция протекает по механизму межфазного анионного обмена (поэтому экстрагенты этого класса иногда называют жидкими анионообменниками).



Однако чаще экстракция металлов солями аминов и ЧАО протекает по механизму присоединения с образованием соли, согласно уравнению (1.6).



Возможно также одновременное протекание реакций присоединения и анионного обмена (28).



Характеристика аминов и ЧАО, применяемых в технологии радиоактивных и редких металлов, приведена в [7].

2.3 Аппаратурное оформление процесса

По характеру изменения состава жидких фаз экстракционные аппараты делятся на смесительно-отстойные, колонные и центробежные [8].

Смесительно-отстойные экстракторы состоят из нескольких ступеней, каждая из которых включает смеситель и разделитель. В смеситель подводится внешняя энергия, за счет которой происходит диспергирование одной из жидких фаз с образованием дисперсионной фазы, распределяющейся в другой - сплошной фазе. Дисперсной фазой может быть легкая или тяжелая фаза. Разделитель является отстойником или сепаратором, в которых происходит разделение эмульсии на рафинат и экстракт.

В смесительно-отстойных экстракторах происходит смешение и разделение фаз в каждой ступени. Поэтому концентрации извлекаемого компонента в экстрагенте и обрабатываемой смеси изменяются ступенчато.

В колонных экстракторах осуществляется непрерывный или близкий к непрерывному контакт экстрагента и исходного раствора. Фазы движутся

противотоком друг к другу и непрерывно разделяются на выходе из аппарата. Концентрация извлекаемого компонента в фазах изменяется также непрерывно по всему аппарату.

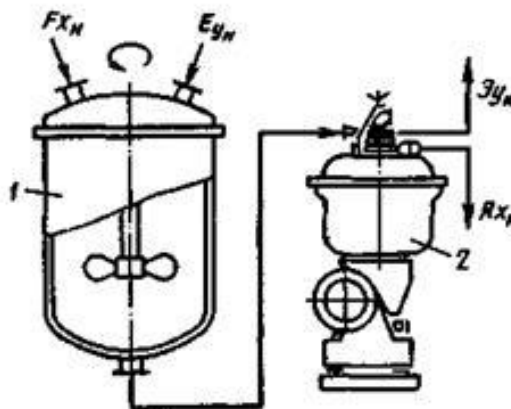


Рисунок 1.2 – Смесительно - отстойный экстрактор

1 – смеситель; под цифрой 2 – отстойник.

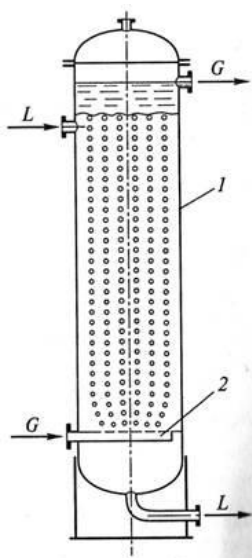


Рисунок 1.3 – Колонный экстрактор

1 – экстрактор; под цифрой 2 – диспергирующее устройство.

В центробежных экстракторах сам процесс экстракции и разделение фаз происходит в центробежном поле, причем контакт фаз может осуществляться как ступенчато, так непрерывно.

В центробежных экстракторах в качестве дополнительной механической энергии, обеспечивающей эффективное диспергирование, повышение относительной скорости движения фаз, а также интенсивного разделения, используется центробежная сила.

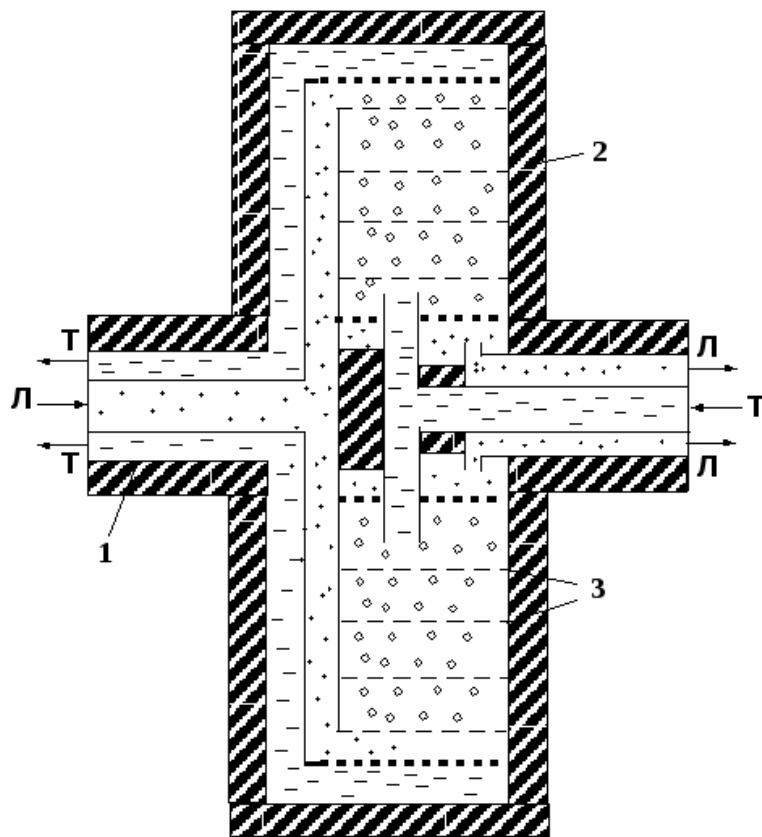


Рисунок 1.4 – Центробежный экстрактор

1 – вал; под цифрой 2 – ротор; под цифрой 3 – перфорированные перегородки.

Центробежные экстракторы являются интенсивно работающими аппаратами. Значительные скорости движения жидкости обуславливают их высокую производительность и компактность.

К достоинствам центробежных экстракторов можно отнести высокую эффективность, скорость и производительность процесса, малую долю экстрагента в системе; сочетание интенсивного перемешивания и минутного разделения фаз, не требующего большой разницы в плотностях и низкой вязкости жидкостей. Также, применение данной аппаратуры позволяет значительно снизить производственную площадь, а малое время контакта фаз

и ограничение объёмов рабочих жидкостей обеспечивает радиационную и ядерную безопасность процесса.

Несмотря на столь примечательные характеристики центробежных экстракторов, имеется ряд существенных недостатков, ограничивающих возможности его использования. В их числе: высокие капитальные затраты на конструирование, эксплуатацию и ремонт оборудования; сложная конструкция аппарата (особенно мест подвода и отвода жидкостей), требующая высокой точности; сложный расчёт и моделирование аппарата; нарушение равновесия даже при кратковременной остановке или прекращении подачи хотя бы одного из растворов; невозможность определения состава эмульсии, и, следовательно, время эффективного контакта фаз, что затрудняет расчёт процесса. Недостатками центробежных экстракторов по сравнению с другими типами аппаратов является их высокая стоимость и значительные затраты на эксплуатацию и ремонт из-за сложности конструкции.

Ввиду вышеупомянутого, применение центробежных экстракторов оправдано лишь при извлечении очень ценных компонентов, и при необходимости быстрого проведения экстракции, например, как в случае переработки ОЯТ, для извлечения ценных изотопов и обеспечения радиационной безопасности [11].

Основы выбора экстрактора. При выборе типа экстракционного аппарата для осуществления заданного технологического процесса необходимо учитывать [9]:

- 1) пригодность конструкции, которая определяется физико-химическими характеристиками реагентов (плотность, вязкость, токсичность, концентрация и т. д.), степенью проработки конструкции (наличием результатов опытно-промышленной проверки, использованием в промышленности) и масштабом производства;

2) технологичность конструкции, которая определяется удельной производительностью и эффективностью, коэффициентом масштабного перехода (отношением эффективности промышленного аппарата к эффективности лабораторного образца);

3) экономичность конструкции, которая характеризуется капитальными (стоимость аппарата, загрузка экстрагента и т.д.) и эксплуатационными (расход электроэнергии, реагентов, стоимость обслуживания и т. д.) затратами.

Для предварительного выбора экстрактора необходимо учитывать конструктивные его особенности и значения параметров процесса экстракции.

1) число ступеней экстрактора определяется в зависимости от величины требуемых теоретических ступеней экстракции. Если эта величина менее 3, то на практике можно использовать практически любой тип аппарата. Когда число ступеней более 20 наиболее целесообразно применять аппараты типа смеситель-отстойник, при 10-20 ступенях – колонные аппараты (однако при расчетах необходимо учитывать предельную высоту, которую может иметь данный тип колонны).

2) производительность. При низких и средних нагрузках наиболее целесообразно использовать распылительную и насадочную колонны, для умеренных и высоких – роторно-дисковый экстрактор, пульсационную тарельчатую колонну или смеситель-отстойник. Наиболее высокие удельные производительности имеют пульсационные тарельчатые колонны и центробежные экстракторы.

3) время пребывания экстрагента . Для процессов, требующих малого времени пребывания экстрагента, наиболее целесообразно использовать центробежный экстрактор, где разделение фаз происходит под действием центробежной силы. Смесительно-отстойные экстракторы с гравитационным расслаиванием фаз при большом числе ступеней применяются для длительных процессов (для таких аппаратов расслоение и разделение фаз зависит от

скорости коалесценции дисперсной фазы и будет происходить после каждой смесительной ступени). В дифференциально-контактных экстракторах расслоение и разделение фаз происходит только на концах аппарата, поэтому время пребывания фаз зависит от средней скорости подъема или падения капель и не зависит от времени коалесценции.

4) отношение потоков фаз влияет на размеры аппарата, причем при снижении скорости движения потоков дисперсной и сплошной фаз объем экстрактора будет уменьшаться.

5) физико-химические свойства фаз влияют на размеры капель. Например, при большом отношении межфазного натяжения σ и разности плотностей фаз $\Delta\rho$ образуются крупные капли, что приводит к уменьшению поверхности раздела фаз и ухудшению массопередачи. Для таких систем (для очень вязких жидкостей) рекомендуется использовать экстрактор с механическим перемешиванием с высокой интенсивностью перемешивания фаз, что дает возможность обеспечить требуемую эффективность и производительность.

6) направление массопередачи играет особую роль в системах вода - растворитель, так как размер капли увеличивается при массопередаче из растворителя в водную фазу. Поэтому для таких систем наиболее целесообразно использовать экстракторы с механическим перемешиванием фаз при интенсивном перемешивании. В целом влияние направления массопереноса необходимо определять в лабораторном эксперименте.

7) диспергирование и задержка дисперсной фазы. Для обеспечения наибольшей величины межфазной поверхности и высокой скорости массопередачи необходимо диспергировать ту фазу, производительность по которой максимальна. При диспергировании водной фазы в колонных экстракторах вследствие смачивания материалов насадки водной фазой может ухудшиться процесс диспергирования. В этом случае рекомендуется применять в качестве насадок гидрофобные материалы, устойчивые к

воздействию экстракционных фаз. При загрязнении органической фазы примесями на поверхности раздела фаз в колонном экстракторе диспергирование должно быть таким, чтобы граница раздела находилась над рафинатом в конце колонны. Если используются нестабильные растворенные вещества или растворители очень дороги, то необходимо обеспечить малую задержку фаз, для чего применяются центробежные экстракторы с минимальными временем контакта и рабочим объемом.

8) скорость реакций. При осуществлении медленной реакции на поверхности раздела фаз или в объеме одной из фаз следует использовать смесители-отстойники с рециркуляцией внутри каждой ступени для увеличения времени контакта фаз.

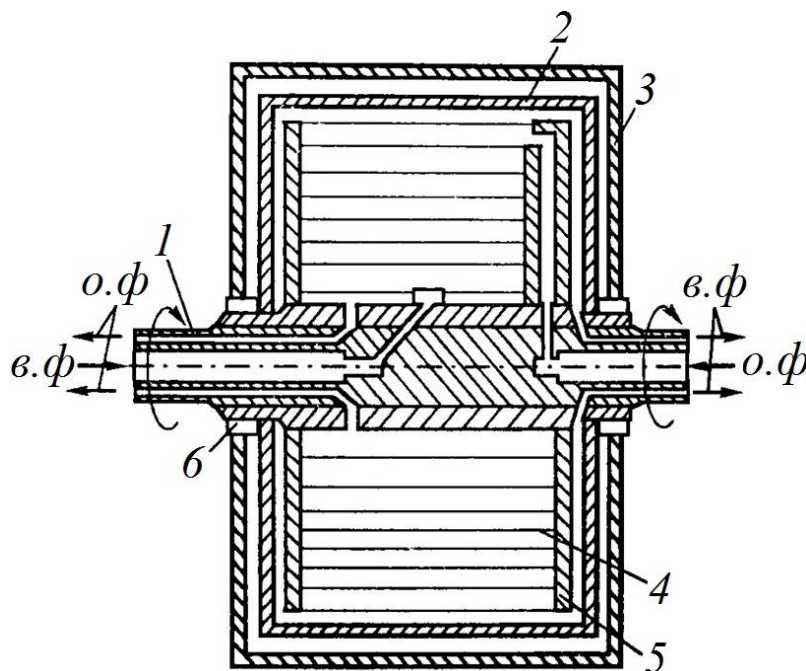
9) присутствие твердых веществ. В этом случае необходимо применять экстракторы, имеющие приспособления для удаления твердых осадков, например пульсационную тарельчатую колонну, экстрактор Лувеста и др.

На основании изложенных выше данных, мы выбираем центробежный экстрактор.

2.3.1 Центробежный экстрактор

Центробежные экстракторы принадлежат к наиболее сложным по конструкции экстракционным аппаратам. В этих экстракторах дробление дисперсной фазы, противоточное движение и сепарация фаз происходят под действием центробежных сил, возникающих при быстром вращении ротора. Простейший центробежный экстрактор представляет собой укрепленный на валу 1 ротор 2, размещенный в неподвижном корпусе 3 и состоящий из пакета перфорированных концентрически расположенных цилиндров 4, зажатых боковыми стенками 5. Подача и вывод фаз производятся через имеющиеся в валу 1 каналы. Герметичность достигается с помощью сальников 6. Водная фаза (в.ф) подается в центральную часть ротора, а органическая (о.ф) – в периферийную. Под действием центробежной силы жидкости движутся

противотоком, диспергируясь при прохождении через отверстия цилиндров, контактируя и разделяясь в кольцевых каналах между ними. Тяжелая фаза



(в.ф) отводится с периферии ротора, а легкая (о.ф) – вблизи его оси. Обе фазы удаляются через отдельные отводные каналы вала [10].

Рисунок 1.5 – Центробежный экстрактор

1 – вал; 2 – ротор; 3 – неподвижный корпус; 4 – перфорированные цилиндры; 5 – боковые стенки цилиндров; 6 – сальники; о.ф – органическая фаза; в.ф – водная фаза.

Центробежные экстракторы по принципу их работы можно разделить на две основные группы: ступенчатые и дифференциально–контактные. Ступенчатые экстракторы состоят из отдельных камер, в каждой из которых осуществляются последовательно смешение и разделение фаз. В дифференциально–контактных фазы, движутся в роторе непрерывно и противоточно.

Выбран центробежный экстрактор с непрерывным выводом твердой фазы, которая может поступать с исходными растворами или образовываться при их контактировании. Также к достоинствам центробежных экстракторов можно отнести их компактность, высокоэффективность, они могут

использоваться для обработки систем, склонных к образованию стойких эмульсий, время пребывания жидкостей в этих экстракторах мало, мала также их удерживающая способность.

3 Расчеты и аналитика

3.1 Теория процесса

3.1.1 Термодинамика процесса экстракции

В процессе протекания экстракции для преодоления сил, удерживающих ионы в водной фазе, главным образом вследствие гидратации, необходима химическая связь экстрагента с извлекаемым соединением, но не слишком сильная, так как это затруднит последующую реэкстракцию.

Из правила фаз Гиббса: когда в двухфазной системе растворено два компонента, т.е. нет третьей фазы, то можно фиксировать концентрацию каждого вещества в одной из фаз, т. е. равновесному состоянию соответствует определённое отношение между концентрациями растворённого вещества [12].

Для описания равновесия процесса экстракции используются следующие характеристики:

- коэффициент распределения элемента α ;
- константа распределения соединения K_α ;
- коэффициент разделения двух компонентов β .

Коэффициент распределения α есть отношение (2.1), общей концентрации элемента в органической фазе “у” к общей концентрации его в водной фазе “х” при установлении равновесия.

$$\alpha = \frac{y_{\text{равн}}}{x_{\text{равн}}} = \frac{y_1 + y_2 + K + y_i}{x_1 + x_2 + K + x_i}, \quad (2.1)$$

где x_1, y_1, x_j, y_i – концентрации элемента в различных химических формах.

Константа распределения соединения K_α – отношение концентрации распределяемого соединения в органической и водной фазах. В частном случае, когда в органической и водной фазах соединение экстрагируемого элемента имеет одинаковый состав, то α и K_α совпадают. При постоянных

температуре и давлении условием равновесия является равенство химических потенциалов распределяемого вещества в обеих фазах (2.2), (2.3).

$$\mu_{\text{водн}} = \mu_{\text{орг}}, \quad (2.2)$$

$$\mu_{\text{в.ф.}}^0 + RT \ln(a_{\text{в.ф.}}) = \mu_{\text{о.ф.}}^0 + RT \ln(a_{\text{о.ф.}}), \quad (2.3)$$

где $\mu_{\text{в.ф.}}^0$ и $\mu_{\text{о.ф.}}^0$ – стандартные химические потенциалы в водной и органической фазах;

$a_{\text{в.ф.}}$ и $a_{\text{о.ф.}}$ – активности соединений в водной и органической фазах.

Отсюда:

$$K_p = \frac{a_{\text{о.ф.}}}{a_{\text{в.ф.}}} = \frac{y \cdot \gamma_{\text{о.ф.}}}{x \cdot \gamma_{\text{в.ф.}}} = \exp\left(\frac{\mu_{\text{в.ф.}}^0 - \mu_{\text{о.ф.}}^0}{RT}\right), \quad (2.4)$$

где γ_i – коэффициенты активности.

Связь между константой распределения и константой равновесия определяется выражением:

$$K_a = K_p \frac{\gamma_{\text{о.ф.}}}{\gamma_{\text{в.ф.}}} \quad (2.5)$$

Из данных эксперимента можно определить $\gamma_{\text{о.ф.}}$, если известен $\gamma_{\text{в.ф.}}$.

Коэффициент разделения β – частное от деления отношений количеств разделяемых элементов в органической и водной фазах:

$$\beta = \frac{y_1 / y_2}{x_1 / x_2} = \frac{y_1 / x_1}{y_2 / x_2} = \frac{\alpha_1}{\alpha_2}, \quad (2.6)$$

То есть коэффициент разделения есть отношение коэффициентов распределения двух элементов.

Важной количественной характеристикой экстракционного процесса является степень извлечения элемента ε в органическую фазу от общего количества его в обеих фазах (2.7) [9].

$$\varepsilon = \frac{yV_{\text{о.ф.}}}{yV_{\text{о.ф.}} + xV_{\text{в.ф.}}} = \frac{y/x}{y/x + V_{\text{в.ф.}}/V_{\text{о.ф.}}} = \frac{\alpha}{\alpha + V_{\text{в.ф.}}/V_{\text{о.ф.}}} = \frac{1}{1 + V_{\text{в.ф.}}/\alpha V_{\text{о.ф.}}}, \quad (2.7)$$

3.1.2 Определение числа теоретических ступеней экстракции

Количество вещества при однократном экстрагировании определяется величиной коэффициента распределения и соотношением объема фаз

$$D = \frac{y \cdot V_{\text{орг}}}{y \cdot V_{\text{орг}} + x \cdot V_{\text{водн}}} = \frac{y/x}{\frac{y}{x} + \frac{V_{\text{водн}}}{V_{\text{орг}}}} = \frac{\alpha}{\alpha + \frac{V_{\text{водн}}}{V_{\text{орг}}}} = \frac{1}{1 + \frac{V_{\text{водн}}}{\alpha \cdot V_{\text{орг}}}}. \quad (2.8)$$

Коэффициент распределения зависит от свойств обеих жидкостей и распределяемого вещества, концентрации экстрагента, типа разбавителя, концентрации распределяемого вещества, концентрации примесей, концентрации высаливателей, pH и др. Данные по экстракционному равновесию в большинстве случаев приходится получать экспериментально или искать в литературе экспериментальные данные, полученные при сходных условиях.

Зависимость между концентрациями распределяемого компонента в органической и водной фазах можно выразить графически в виде изотермы на диаграмме $y=f(x)$. Здесь должны быть указаны постоянные значения всех других факторов.

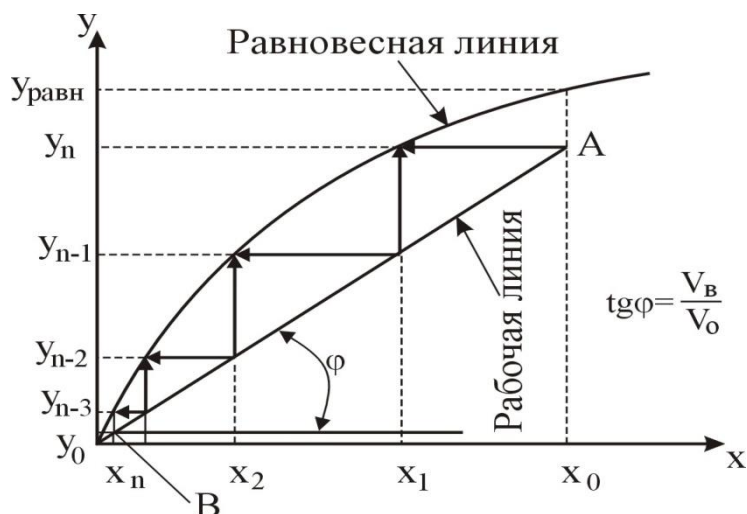


Рисунок 2.1 – Изотерма экстракции. Определение числа теоретических ступеней экстракции

Статика процессов экстракции обычно характеризуется количеством равновесных ступеней, необходимых для получения заданной эффективности разделения. Экстракционной ступенью принято называть каждый этап обработки жидкости, содержащей выделяемое вещество, новой порцией экстрагента. Ступень считается равновесной, если в результате экстракции устанавливается равновесное распределение вещества между водной и органической фазами.

Рассчитаем многократную экстракцию при подаче свежего экстрагента на каждую ступень.

Составим материальный баланс для 1 ступени:

$$V_{\text{вод}} \cdot x_{\text{нач}} = V_{\text{орг}} \cdot y_1 + V_{\text{вод}} \cdot x_1, \quad (2.9)$$

разделим обе части равенства на x_1

$$V_{\text{вод}} \cdot x_{\text{нач}} / x_1 = V_{\text{орг}} \cdot y_1 + V_{\text{вод}}, \quad (2.10)$$

Отсюда

$$x_1 = x_{\text{нач}} \cdot \left(\frac{V_{\text{водн}}}{V_{\text{водн}} + V_{\text{орг}} \cdot \alpha} \right) = x_{\text{нач}} \left(1 + \alpha \frac{V_{\text{орг}}}{V_{\text{водн}}} \right)^{-1}. \quad (2.11)$$

Чаще используется противоточная многоступенчатая экстракция.

Для получения водного раствора заданного состава требуется большее количество ступеней экстракции, но используется меньший объем экстрагента. В связи с этим концентрация извлекаемого металла в экстракте больше, поскольку на каждой ступени из водной фазы в органическую переходит меньшее количество извлекаемого вещества. Это из-за того, что водный раствор приходит в равновесие не со свежим экстрагентом, а с экстрагентом, пришедшим в равновесие с водным раствором того же вещества. Но используется меньшая концентрация вещества, то есть частично насыщенным относительно данной концентрации на рассматриваемой ступени.

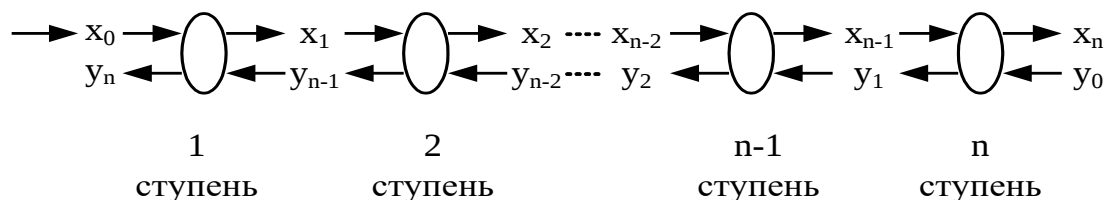


Рисунок 2.2 – Ступени экстракции

Расчет от ступени к ступени можно начинать и слева и справа.

Материальный баланс для 1 ступени:

$$V_{\text{водн}} \cdot x_0 + V_{\text{орг}} \cdot y_{n-1} = V_{\text{водн}} \cdot x_1 + V_{\text{орг}} \cdot y_n. \quad (2.12)$$

Если на 1 ступени достигнуто равновесие, то и $\alpha = y_n/x_1$, $x_1 = y_n/\alpha$, тогда из этого уравнения мы можем определить y_{n-1} .

Материальный баланс 2 ступени:

$$V_{\text{водн}} \cdot x_1 + V_{\text{орг}} \cdot y_{n-2} = V_{\text{водн}} \cdot x_2 + V_{\text{орг}} \cdot y_{n-1}, \quad (2.13)$$

определяется y_{n-2} .

Расчет продолжается до получения заданного значения $x_n = (1-\varepsilon)x_0$

где ε – степень извлечения.

Если начинать расчет справа, то составляем материальный баланс по РЗЭ для n-ступени:

$$V_{\text{водн}} \cdot x_{n-1} + V_{\text{орг}} \cdot y_0 = V_{\text{водн}} \cdot x_n + V_{\text{орг}} \cdot y_1, \quad (2.14)$$

учитывая $y_1 = x_n \cdot \alpha$ определяем x_{n-1} .

Материальный баланс (n-1)-ступени:

$$V_{\text{водн}} \cdot x_{n-2} + V_{\text{орг}} \cdot y_1 = V_{\text{водн}} \cdot x_{n-1} + V_{\text{орг}} \cdot y_2, \quad (2.15)$$

учитывая $y_2 = x_{n-1} \cdot \alpha$ определяем x_{n-2} .

Расчет продолжается до достижения x_0 .

Число равновесных ступеней можно определить на изотерме графическим путем. Проводим из точки x_0 вертикаль до достижения равновесной линии. На этой линии ставим точку А, соответствующую $y_n = y_{\text{равн}}$. Это одна точка рабочей линии экстракции. Вторая точка рабочей линии экстракции (В) находится на пересечении координат x_n и y_0 (концентрации

урана в органической фазе после рекстракции). Точка В должна обязательно находится ниже равновесной линии.

Точки на прямой АВ удовлетворяют уравнению:

$$y_n = y_0 + \frac{V_{\text{водн}}}{V_{\text{орг}}} (x_0 - x_n) \quad (2.16)$$

Следовательно, АВ является рабочей линией процесса экстракции, а $\text{tg}\alpha$ определяет отношение объемов водной и органической фаз. Графическим построением треугольников между рабочей и равновесной линиями находим, что для уменьшения концентрации урана от x_0 до x_n требуется четыре теоретические ступени экстракции.

Количество смесительных и отстойных камер экстракционного каскада получается делением на КПД ступени

$$n_{\text{раб}} = \frac{n_{\text{теор}}}{\text{КПД}}. \quad (2.17)$$

Коэффициент полезного действия ступени определяется кинетическими и гидродинамическими факторами и изменяется чаще всего от 0,6 до 0,9. Для колонных аппаратов рабочая высота определяется произведением высоты, эквивалентной теоретической ступени (ВЭТС), на $n_{\text{теор}}$ или произведением высоты единицы переноса (ВЕП) на число единиц переноса ($n_{\text{пер}}$).

Чтобы увеличить концентрацию РЗЭ в экстракте, нужно использовать системы с большими значениями коэффициента распределения. Тогда мы будем иметь возможность увеличить наклон рабочей линии и увеличить отношение $V_{\text{вод}}/V_{\text{орг}}$.

А при рекстракции выгоднее иметь системы с малыми значениями α . При рекстракции рабочая линия будет проходить выше изотермы, тогда можно уменьшить наклон рабочей линии рекстракции и уменьшить $V_{\text{вод}}/V_{\text{орг}}$, что способствует концентрированию урана и на этой стадии. Количество

теоретических ступеней рекстракции можно определить, графически на диаграмме по изотерме и рабочей линии.

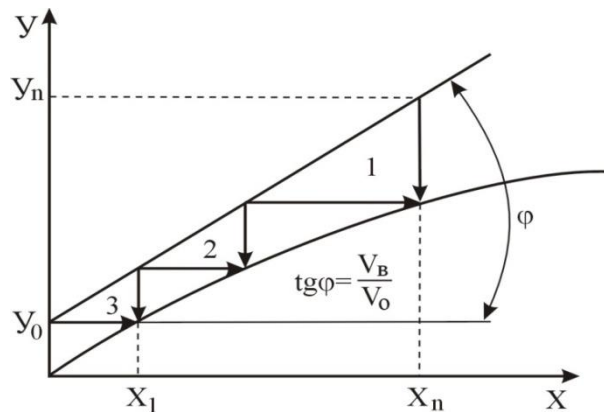


Рисунок 2.3 – Определение числа ступеней рекстракции

3.1.3 Кинетика процесса экстракции

Кинетические закономерности экстракции определяются основными законами массопередачи. Для развития поверхности контакта фаз обычно одну из жидкостей диспергируют до капель определенной величины. Распределяемое вещество переходит из сплошной фазы к поверхности и затем внутрь капель или из капли через поверхность раздела фаз в ядро потока сплошной фазы.

Количество переходящего из одной фазы в другую вещества M при установившемся режиме пропорционально поверхности F контакта фаз и средней движущей силе, выраженной в концентрациях экстрагента (Δy_{cp}) или рафината (Δx_{cp}):

$$M = K_y \cdot F \cdot \Delta y_{cp} \quad \text{и} \quad M = K_x \cdot F \cdot \Delta x_{cp} \quad (2.18)$$

В этих уравнениях коэффициенты массопередачи K_y и K_x определяют на основе уравнений (2.19) и (2.20):

$$K_y = \frac{1}{(1/\beta_d) + (m/\beta_c)}, \quad (2.19)$$

$$K_x = \frac{1}{(1/\beta_c) + (1/m\beta_d)}. \quad (2.20)$$

Поскольку поверхностью контакта фаз при экстракции являются капли, образующиеся при диспергировании одной из фаз, то массоперенос при экстрагировании происходит через сферическую поверхность. Очевидно, что гидродинамические условия внутри капли и в сплошной фазе различны. Поэтому массоперенос в пределах каждой из фаз не может быть описан идентичными уравнениями [13].

Так как форма и размеры капель при дроблении дисперсной фазы могут быть различными, то соотношение между молекулярным и конвективным переносом в них может существенно изменяться. Для мелких капель ($Re < 1$) преобладающим видом массопереноса является молекулярная диффузия. В этом случае лимитирующим сопротивлением процессу массопереноса будет диффузионное сопротивление внутри капли, и тогда можно принять, что $K_Y \approx \beta_d$.

Для капель малого и среднего размера (при $Re < 200$) для определения β_d можно использовать следующее уравнение:

$$Nu'_d = 0,65(Re'_d)^{0,5} (1 + \mu_d / \mu_c)^{-0,5}, \quad (2.21)$$

а для ($Re > 200$)

$$Nu'_{,d} = 0,32Re^{0,6} (Re'_d)^{0,5} (1 + \mu_d / \mu_c)^{-0,5} \quad (2.22)$$

где Nu'_d – критерий Нуссельта;

Pr'_d – критерий Прандля;

Re'_d – критерий Пекле.

Если диаметр капель достаточно велик ($Re \gg 200$), то основное диффузионное сопротивление процессу будет сосредоточено в сплошной фазе. В этом случае можно принять, что $K_x \approx \beta_c$.

Массоперенос в процессе жидкостной экстракции существенно ускоряется вследствие обновления поверхности контакта фаз при дроблении или коалесценции капель, что происходит практически во всех экстракционных аппаратах. Значительное влияние на массообмен оказывают

поверхностные явления на границе раздела фаз. Вследствие градиента межфазного поверхностного натяжения σ возникает движение близко расположенных к границе раздела фаз слоев жидкости в направлении возрастания σ , приводящее к развитию межфазной турбулентности. Последнее приводит к ускорению массопереноса. В экстракционных аппаратах колонного типа часто большой вклад в массоперенос вносят концевые (или входные) эффекты. Входные эффекты особенно проявляются на входе в аппарат дисперсной фазы и при высокой скорости ее дробления на капли [14].

Отметим, что на скорость переноса при экстракции оказывают влияние также даже незначительные примеси поверхностно-активных веществ на поверхности контакта фаз, которые способны подавлять деформацию капель и циркуляцию в них жидкости. Таким образом, адсорбция поверхностно-активных веществ на поверхности капель приводит к созданию дополнительного сопротивления массопереносу на границе раздела фаз. Все эти обстоятельства не учитываются в приведенных выше уравнениях, поэтому чаще скорость процесса в экстракционных аппаратах рассчитывают по эмпирическим уравнениям.

Опыт промышленной эксплуатации известных в настоящее время центробежных экстракторов в различных отраслях промышленности указывает, что трудно устранимое, а иногда и неизбежное присутствие в экстракционной системе твердой фазы приводит к ее осаждению и постепенному накоплению во вращающемся роторе. Заполнение осадком сепарационного объема ротора увеличивает взаимные уносы фаз и снижает основные технологические показатели экстракционного процесса: эффективность массопередачи, степень извлечения, коэффициент очистки целевого компонента [15].

3.2 Объекты и методы исследования

Объектом исследования является технология переработки отработавшего ядерного топлива. В процессе переработки в цех поступает порошкообразный ОЯТ и доходит до первого цикла экстракции, перед разделением на урановую и плутониевую ветви.

В основе всех настоящих технологий переработки ОЯТ лежат экстракционные процессы, а именно Пьюрекс-процесс (от англ. Pu U Recovery EXtraction), который заключается в восстановительной реэкстракции плутония и урана из совместного экстракта с ураном и продуктами деления. Конкретные схемы переработки отличаются последовательностью отдельных технологических стадий, а так же аппаратным оформлением.

3.3 Разработка и описание аппаратно – технологической схемы

Аппаратно-технологическая схема представлена на рисунке 2.4.

5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

В данной работе рассматривается проект цеха переработки отработавшего ядерного топлива производительностью 200 тыс./тонн в год по исходному сырью.

5.1 Расчет затрат на аренду

Капитальные затраты на здание участка гидрометаллургической переработки сырья и его сооружение определяются по укрупненным параметрам. Такими параметрами являются: стоимость 1м³ здания согласно действующим поясным ценам на аренду.

Выбираем под цех помещение площадью не менее 107 м².

Затраты на аренду помещений определяются исходя из расценок арендной платы по следующей формуле:

$$A_{\text{пом}} = S_{\text{пом}} \cdot C_{\text{ап}}, \quad (5.1)$$

где $S_{\text{пом}}$ – площадь арендуемого помещения, м²;

$C_{\text{ап}}$ – ставка арендной платы, руб./м²;

Стоимость 1 м² производственного помещения 200р/месяц. (Томская область).

$$A_{\text{пом}} = 107 \cdot 200 = 21400 \text{ руб}, \quad (5.2)$$

Таким образом, за аренду помещения в месяц тратится 21400 руб.

5.2 Затраты на оборудование

Потребность в основных фондах определяется исходя из стоимости оборудования, транспортных средств и других основных фондов, а также их количества в таблице 5.1).

Таблица 5.1 – Потребность в оборудовании

Наименование	Количество, шт.	Цена за шт., руб.	Цена, руб
Агитатор	1	70000	70000
Экстрактор	4	100000	400000
Насос	12	20000	240000
Бак	7	20000	140000
Компьютер	1	30000	30000
Итого			880000

5.3 Расчёт эффективного фонда времени

Проектируемый цех будет работать в непрерывном режиме без выходных и праздничных дней, с остановками для выполнения ТР и ППР производимых согласно действующего утвержденного графика один раз в месяц в течение двух дней.

Проектируемый участок работает круглосуточно в три смены, продолжительностью по 8 часов каждая. Работа будет производиться 4-мя производственными бригадами.

Длительность сменоборота:

$$T_{\text{см.об.}} = n_{\text{б}} \cdot T_{\text{м}}, \quad (5.3)$$

где $n_{\text{б}}$ – число бригад;

$T_{\text{м}}$ – число дней, когда бригада ходит в смену (3 дня).

$$T_{\text{см.об.}} = n_{\text{б}} \cdot T_{\text{м}} = 4 \cdot 3 = 12 \text{ дней}$$

Сменность бригад отображена в таблице 5.2, где А, Б, В, Г– бригады. Таким образом, в год 102 ночных и дневных смен, 72 вечерние смены. Длительность отдыха рабочего в году составляет 89 дней.

Таблица 5.2 – График сменности бригад

Смены Дни	с 0 до 8	с8 до 16	с16 до 24	Выходные
1	А	Б	В	Г
2	А	Б	В	Г
3	А	Б	В	Г
4	Г	А	Б	В
5	Г	А	Б	В
6	Г	А	Б	В
7	В	Г	А	Б
8	В	Г	А	Б
9	В	Г	А	Б
10	Б	В	Г	А
11	Б	В	Г	А
12	Б	В	Г	А
13	А	Б	В	Г
14	А	Б	В	Г
15	А	Б	В	Г
16	Г	А	Б	В
17	Г	А	Б	В
18	Г	А	Б	В
19	В	Г	А	Б
20	В	Г	А	Б
21	В	Г	А	Б

22	Б	В	Г	А
23	Б	В	Г	А
24	Б	В	Г	А
25	А	Б	В	Г
26	А	Б	В	Г
27	А	Б	В	Г
28	Г	А	Б	В
29	Г	А	Б	В
30	Г	А	Б	В

В таблице 5.3 приведены значения баланса рабочего времени среднесписочного рабочего.

Таблица 5.3 – Баланс рабочего времени среднесписочного рабочего

Показатель	Дни	Часы
Календарное число дней	365	8784
Нерабочие дни, выходные	59	1416
Номинальный фонд рабочего времени	306	7344
Планируемые выходные:		
А) очередные и дополнительные отпуска	32	768
Б) по болезни	10	240
В) выполнение общественных обязанностей	1	24
Эффективный фонд рабочего времени	263	6312

Эффективный фонд рабочего времени составит:

$$T_{\text{эф}} = 263 \cdot 8 = 2104 \text{ часа.}$$

Перечень должностных обязанностей для цеха и их характеристики (таблица 5.4).

Таблица 5.4 – Перечень должностных обязанностей и их характеристики

Должность	Количество работников	Образование	Стаж работы	Функциональные обязанности	Разряд	Возраст
Руководители						
Начальник участка	1	Высшее (техническое)	Не менее 7 лет	Наблюдение за непрерывностью работы в цехе, решение технологических задач, принятие экстренных мер в случае аварийных ситуаций, безопасность подчиненного рабочего персонала	Инженер-технолог первой категории	Не менее 30 лет
Специалисты						
Инженер-технолог	1	Высшее (техническое)	Без стажа	Решение технологических задач, принятие экстренных мер в случае аварийных ситуаций	Инженер-технолог второй категории	—
Мастер смены	4	Высшее, среднее специальное (техническое)	Без стажа	Руководство производственным участком, контроль соблюдения технологических процессов	Инженер-технолог третьей категории	—
Основные рабочие						
Аппарат-чик	5	Высшее, среднее специальное	Без стажа	Определяет направление потока пульпы, следит за	Аппаратчик 5 разряда	—

		(техническое)		показателями приборов, принятие экстренных мер в случае аварийных ситуаций		
Аппарат-чик	9	Высшее, среднее специальное (техническое)	Без стажа	Определяет направление потока пульп, следит за показателями приборов, принятие экстренных мер в случае аварийных ситуаций	Аппаратчик 4 разряда	—
Аппарат-чик	9	Высшее, среднее специальное (техническое)	Без стажа	Определяет направление потока пульп, следит за показателями приборов, принятие экстренных мер в случае аварийных ситуаций	Аппаратчик 3 разряда	—
Вспомогательные рабочие						
Механик	2	Высшее (техническое)	Без стажа	Монтажные, демонтажные, ремонтные, пусконаладочные работы	—	—
Электрик	3	Высшее (техническое)	Без стажа	Наблюдение за штатной работой и посильный ремонт электрооборудования	—	—
КИПиА	3	Высшее (техническое)	Без стажа	Наладка и мониторинг работы приборов контроля и управления	—	—
Младший обслуживающий персонал						

Уборщик	3	–	Без стажа	Влажная уборка рабочих помещений	–	–
---------	---	---	--------------	-------------------------------------	---	---

Численность производственных рабочих определяется, исходя из прогрессивных норм обслуживания при полном обеспечении технологическим персоналом всех рабочих мест. Число рабочих мест определяется, исходя из необходимых точек наблюдения и операций по обслуживанию процесса, а также объема работы управления на участке.

Один аппаратчик способен обслуживать 4 аппарата в смену. Определим явочную численность основных рабочих в сутки по формуле (5.4):

$$N_{\text{яв.}} = \frac{1}{N_{\text{обсл.}}} \cdot F \cdot C = \frac{1}{4} \cdot 16 \cdot 3 = 12 \text{ чел.} \quad (5.4)$$

где: $N_{\text{яв.}}$ – явочная численность рабочих в сутки, чел.;

$N_{\text{обсл.}}$ – количество аппаратов, которое может обслуживать один аппаратчик;

F – количество установок;

C – количество смен в сутки.

Небольшое количество технологического персонала (основных производственных рабочих) участка обусловлено особенностями работы, которая заключается в основном в наблюдении за ходом процесса, это связано с высоким уровнем автоматизации оборудования участка.

Определим списочную численность основных рабочих по формуле (5.5):

$$N_{\text{сп.}} = N_{\text{яв.}} \cdot \frac{T_{\text{эф.обор.}}}{T_{\text{эф.раб}}} = 12 \cdot \frac{341}{263} = 16 \text{ чел.} \quad (5.5)$$

где: $N_{\text{сп.}}$ – списочная численность основных рабочих, чел.;

$T_{\text{эф.обор.}}$ – проектируемое число дней работы оборудования в год (без учета времени на ТР и ППР);

$T_{\text{эф.раб}}$ – проектируемое число дней работы одного рабочего в год.

Принимаем 16 человек в штат основных рабочих данного участка.

Специфика работы участка, предполагает присутствие в рабочую смену руководителя (начальника участка) – 1 и специалиста (инженера-технолога)– 1.

Принимаем, что в штате руководящего состава данного участка, начальников участка и специалистов должно быть по 1 человеку, а мастеров 2 специалиста, по одному в каждую рабочую смену.

Теперь определим суммарную списочную численность основного персонала, специалистов и руководителей по формуле (5.6)

$$\Sigma H_{\text{сп.}} = 16 + 6 = 22 \text{ чел.} \quad (5.6)$$

Комплектуем участок вспомогательным персоналом, который будет заниматься обслуживанием данного участка в рабочую смену в составе: дежурный электрик – 1, дежурный КИПиА – 1.

Отдельно посчитаем явочную и списочную численность механиков. Т.к. монтажные, демонтажные, ремонтные и пусконаладочные работы проводятся исключительно в дневное время. Смена механиков длится 10 часов в сутки. График сменности выглядит следующим образом: 3 дня рабочих через 3 дня выходных. График работы: с 7 часов 10 минут до 18 часов 30 минут, с техническим перерывом 1 час. Расчет ведется по формулам (5.7, 5.8).

$$H_{\text{яв.}} = 1 \cdot 1 = 1 \text{ чел.}; \quad (5.7)$$

$$H_{\text{сп.}} = 1 \cdot \frac{341}{263} = 1,3 \text{ чел.} \quad (5.8)$$

Принимаем 7 человек в штат вспомогательных рабочих осуществляющих обслуживание данного цеха, из них: 3 электрика, 3 КИПиА, 2 механика.

Определим явочную и списочную численность младшего обслуживающего персонала в сутки

$$H_{\text{яв.}} = 1 \cdot 2 = 2 \text{ чел.};$$

$$H_{\text{сп.}} = 2 \cdot \frac{341}{263} = 2,5 \text{ чел.}$$

Принимаем 3 человека в штат младшего обслуживающего персонала.

5.4 Расчет годового фонда заработной платы

Расчетный фонд вычисляется по формуле (5.9):

$$Z_{\text{год}} = Z_{\text{осн.}} + Z_{\text{доп.}}, \text{ руб./г.} \quad (5.9)$$

где $Z_{\text{год}}$ – расчетный фонд заработной платы, руб./г;

$Z_{\text{осн.}}$ – основная заработная плата, руб./г;

$Z_{\text{доп.}}$ – дополнительная заработная плата, руб./г.

Основной фонд заработной платы вычисляется по формуле (5.10):

$$Z_{\text{осн.}} = Z_{\text{тар.}} + D_{\text{в.см.}} + D_{\text{н.см.}} + D_{\text{пр.}}, \text{ руб./г.} \quad (5.10)$$

где $Z_{\text{тар.}}$ – тарифный фонд, руб./г; $D_{\text{в.см.}}$ – доплата за работу в вечернюю смену (30% от $Z_{\text{тар.}}$);

$D_{\text{н.см.}}$ – доплата за работу в ночную смену (40% от $Z_{\text{тар.}}$);

$D_{\text{пр.}}$ – доплата премий (30% от $Z_{\text{тар.}}$);

Тарифный фонд заработной платы рассчитывается по тарифным ставкам, исходя из отработанного времени:

$$Z_{\text{тар.}}^i = H_{\text{сп.}}^i \cdot T_{\text{эф. раб.}} \cdot T_{\text{ст.}}^i \cdot 1,3, \text{ руб./г.} \quad (5.11)$$

где $Z_{\text{тар.}}^i$ – тарифный фонд заработной платы рабочих i -ой квалификации;

$H_{\text{сп.}}^i$ – списочная численность рабочих i -ой квалификации в сутки;

$T_{\text{эф. раб.}}$ – эффективное время работы одного среднесписочного рабочего;

$T_{\text{ст.}}^i$ – тарифная часовая ставка рабочего i -ой квалификации;

1,3 – районный коэффициент для города Зея.

Все начальники участка должны являться инженерами-технологами первой категории, со стажем работы не менее 7 лет. Часовая тарифная ставка инженера-технолога 1 категории составляет – 165 руб./ч.

$$З_{\text{тар.}}^1 = 1 \cdot 2112 \cdot 165 \cdot 1,3 = 416773,5 \text{ руб./г.} \quad (5.12)$$

Доплата премий составляет 30% от тарифной ЗП:

$$Д_{\text{пр.}} = 416773,5 \cdot 0,3 \cdot 1,3 = 162541,665 \text{ руб./г.} \quad (5.13)$$

Таким образом, основной фонд ЗП составит:

$$\begin{aligned} З_{\text{осн.}} &= 1667094 + 160360,2 + 211411,2 + 650166,66 + 260066,66 \\ &= 2949098,72 \text{ руб./г.} \end{aligned} \quad (5.14)$$

Дополнительный фонд ЗП рассчитывается по формуле (5.15):

$$З_{\text{доп.}} = З_{\text{осн.}} \cdot П_{\text{д.зп}} = 2949098,72 \cdot 0,1 \cdot 1,3 = 383382,83 \text{ руб./г} \quad (5.15)$$

где $П_{\text{д.зп}}$ – процент доплаты (принимается 10 %).

Расчетный годовой фонд ЗП таким образом составит:

$$З_{\text{год}} = 2949098,72 + 383382,83 = 3332481,55 \text{ руб./г} \quad (5.16)$$

Часовая тарифная ставка инженера-технолога 2 категории составляет – 157 руб./ч. Часовая тарифная ставка инженера-технолога 3 категории составляет – 152 руб./ч.

Для инженеров-технологов 2 категории:

$$З_{\text{тар.}}^2 = 1 \cdot 2112 \cdot 157 \cdot 1,3 = 431059,2 \text{ руб./г;} \quad (5.17)$$

Доплата премий составляет 30% от тарифной ЗП:

$$Д_{\text{пр.}} = 431059,2 \cdot 0,3 \cdot 1,3 = 168113,088 \text{ руб./г;} \quad (5.18)$$

Таким образом, основной фонд ЗП составит:

$$З_{\text{осн.}} = 431059,2 + 168113,088 = 599172,288 \text{ руб./г;} \quad (5.19)$$

Дополнительный фонд ЗП рассчитывается по формуле (5.20):

$$З_{\text{доп.}} = З_{\text{осн.}} \cdot П_{\text{д.зп}} = 599172,288 \cdot 0,1 \cdot 1,3 = 77892,397 \text{ руб./г;} \quad (5.20)$$

где $П_{\text{д.зп}}$ – процент доплаты (принимается 10 %).

Расчетный годовой фонд ЗП таким образом составит:

$$З_{\text{год}} = 599172,288 + 77892,397 = 677064,685 \text{ руб./г} \quad (5.21)$$

Для мастеров смен (инженеров-технологов 3) категории:

$$З_{\text{тар.}}^3 = 4 \cdot 1543 \cdot 152 \cdot 1,3 = 1219587,2 \text{ руб./г;} \quad (5.22)$$

$$Д_{\text{в.см.}} = 4 \cdot 72 \cdot 8 \cdot 152 \cdot 0,3 \cdot 1,3 = 136581,12 \text{ руб./г;} \quad (5.23)$$

$$Д_{н.см.} = 4 \cdot 102 \cdot 8 \cdot 152 \cdot 0,4 \cdot 1,3 = 257986,56 \text{ руб./г}; \quad (5.24)$$

$$Д_{пр.} = 1219587,2 \cdot 0,3 \cdot 1,3 = 475639,008 \text{ руб./г}; \quad (5.25)$$

$$З_{осн.} = 1219587,2 + 136581,12 + 257986,56 + 475639,008 = 2089793,888 \text{ руб./г}; \quad (5.26)$$

$$З_{доп.} = З_{осн.} \cdot П_{д.зп} = 2089793,888 \cdot 0,1 \cdot 1,3 = 271673,205 \text{ руб./г} \quad (5.27)$$

$$З_{год} = 2089793,888 + 271673,205 = 2361467,093 \text{ руб./г}. \quad (5.28)$$

Часовая тарифная ставка для механиков составляет – 146 руб./ч. Так как механики работают только в дневную смену, продолжительностью 10 часов, то эффективное время работы одного механика с учетом выходных дней и отпусков, составляет 1450 часов в год.

$$З_{тар.} = 2 \cdot 1450 \cdot 146 \cdot 1,3 = 550420 \text{ руб./г}; \quad (5.29)$$

$$Д_{пр.} = 550420 \cdot 0,3 \cdot 1,3 = 214663,80 \text{ руб./г}; \quad (5.30)$$

$$З_{осн.} = 550420 + 214663,80 = 765083,8 \text{ руб./г}; \quad (5.31)$$

$$З_{доп.} = З_{осн.} \cdot П_{д.зп} = 765083,8 \cdot 0,1 \cdot 1,3 = 99460,894 \text{ руб./г}; \quad (5.32)$$

$$З_{год} = 765083,8 + 99460,894 = 864544,694 \text{ руб./г}. \quad (5.33)$$

Для проектируемого участка к работе будут привлекаться аппаратчики 3-го, 4-го и 5-го разряда. А также электрики, КИПиА и младший обслуживающий персонал.

Оклады персонала принимаем следующим образом:

- аппаратчик 5-го разряда – 40000 руб.
- аппаратчик 4-го разряда – 32000 руб.
- аппаратчик 3-го разряда – 26000 руб.
- КИПиА – 27000 руб.
- электрик – 20000 руб.
- уборщица – 18000 руб.

Фонд заработной платы вычисляем путем умножения числа штатных единиц на их месячный оклад и на число месяцев работы в году. Число месяцев работы в году для ИТР принимаем равным 11 месяцев, для служащих – 11,3 месяца.

$$\Phi_{\text{осн.}} = 5 \cdot 11 \cdot 40000 + 9 \cdot 11 \cdot 32000 + 9 \cdot 11 \cdot 26000 + 3 \cdot 11,3 \cdot 27000 + 3 \cdot 11,3 \cdot 20000 + 3 \cdot 11,3 \cdot 18000 = 10145500 \text{ руб.} \quad (5.34)$$

Дополнительная заработная плата ИТР и служащих находится по формуле:

$$З_{\text{доп.}} = \frac{\Phi_{\text{осн.}} \cdot D_{\text{отп.}}}{B_{\text{к}}} = \frac{10145500 \cdot 30}{365} = 833876,712 \text{ руб.}$$

где $\Phi_{\text{осн}}$ – основной фонд заработной платы;

$D_{\text{отп}}$ – календарное количество дней отпуска (30 дней);

$B_{\text{к}}$ – календарный год – 365 дней.

Доплата за работу в праздничные дни (для уборщицы):

$$D_{\text{пр.д.}} = \frac{\text{окл.} \cdot N}{26,5} = \frac{18000 \cdot 12}{23,4} = 9230,769 \text{ руб.}$$

где окл. – месячный оклад;

N – количество праздничных дней в году;

23,4 – среднемесячное число рабочих дней.

Годовой фонд заработной платы ИТР, служащих и МОП:

$$\Phi_{\text{зп}} = \Phi_{\text{осн}} + З_{\text{доп.}} + D_{\text{пр.д.}} = 10145500 + 833876,712 + 9230,769 = 10988607,5 \text{ руб.}$$

С учетом районного коэффициента:

$$З_3 = \Phi_{\text{зп}} \cdot 1,3 = 10988607,5 \cdot 1,3 = 14285189,8 \text{ руб.} \quad (5.35)$$

Полный годовой фонд заработной платы в цехе сорбционного выщелачивания для всех сотрудников составляет:

$$\Phi_{\text{зп}} = 3332481,55 + 677064,685 + 2361467,093 + 864544,694 + 14285189,8 = 21520747,8 \text{ руб./г}$$

5.5 Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования

Транспортные расходы на перевозку оборудования, заготовительно-складские работы составляют 8% от стоимости оборудования:

$$З_{\text{тр}} = 880000 \cdot 0,08 = 950400 \text{ руб./год.} \quad (5.36)$$

Стоимость монтажных работ составляет 20% от стоимости оборудования:

$$З_{\text{монт.}} = 880000 \cdot 0,2 = 176000 \text{ руб/год.} \quad (5.37)$$

Стоимость специальных работ принимаем 10% от стоимости оборудования (строительство фундаментов, трубопроводов, пусконаладочных работ):

$$З_{\text{сп. р.}} = 880000 \cdot 0,1 = 88000 \text{ руб/год.} \quad (5.38)$$

Таблица 5.5 – Расходы на наладку и монтаж оборудования

Наименование нормативов	% от стоимости оборудования	Сумма, руб.
Транспортные расходы	8	950400
Монтажные расходы	20	176000
Специальные работы	10	88000
Итого:	38	1214400

Капитальные затраты на оборудование составят:

$$З_{\text{к.об}} = C_{\text{об}} + З_{\text{тр}} + З_{\text{монт}} + З_{\text{сп.р}} = 880000 + 1214400 = 2094400 \quad (5.39)$$

руб/год.

Ремонт производственного оборудования обходится в 15% от стоимости оборудования:

$$З_{\text{р}} = 880000 \cdot 0,15 = 132000 \text{ руб.} \quad (5.40)$$

Расходы на содержание оборудования составляют 5% от стоимости оборудования:

$$З_{\text{сод}} = 850000 \cdot 0,05 = 42500 \text{ руб.} \quad (5.41)$$

Отчисления на амортизацию оборудования – 20% от стоимости оборудования:

$$З_{\text{ам}} = 850000 \cdot 0,1 = 85000 \text{ руб.} \quad (5.42)$$

Сумма расходов на содержание и эксплуатацию оборудования составляет:

$$\Sigma Z_{об} = 132000 + 42500 + 85000 = 259500 \text{ руб} \quad (5.43)$$

Аренда помещения в год составит:

$$Z_{аренда} = 12 \cdot 200000 = 2400000 \text{ руб} \quad (5.44)$$

Таким образом, общепроизводственные расходы составят:

$$Z_{общ} = 4758400 \text{ руб} \quad (5.45)$$

5.6 Расчет технологических затрат

Расчет затрат на электроэнергию:

$$Z_{эн.} = T_э \cdot N_T \cdot T_{р.об.}, \quad (5.46)$$

где $T_э$ – стоимость 1 кВт·ч электроэнергии, руб. (4,8 руб.);

N_T – суммарная мощность, кВт (500 кВт);

$T_{р.об.}$ – время работы оборудования в год, час (8160 час).

$$Z_{эн.} = 4,8 \cdot 500 \cdot 8160 = 19584000 \text{ руб/год}$$

Расчет затрат на воду:

$$Z_{вод.} = T_в \cdot T_{р.об.} \cdot B, \quad (5.47)$$

где $T_в.$ – стоимость 1 м³ воды, руб. (19,28 руб/м³);

B – часовой расход воды, м³ (10 м³/ч).

$$Z_{вод} = 19,28 \cdot 8160 \cdot 10 = 1573248 \text{ руб/год}$$

Затраты на освещение:

$$Z_{осв.} = \left(\frac{15 \cdot S_{п.} \cdot M \cdot T_{р.об.}}{107} \right) \cdot T_э, \quad (5.48)$$

где 15 – количество Ватт на 1 м² пола;

$S_{п.}$ – площадь пола, м² (107 м²);

M – количество часов искусственного освещения в сутки (24 ч.);

$T_э$ – стоимость 1 кВт·ч электроэнергии, руб. (4,8 руб.);

$T_{р.об.}$ – число дней работы производства в году, (365 дней).

$$Z_{осв} = (15 \cdot 107 \cdot 24 \cdot 0,365) \cdot 4,8 = 14059,8 \text{ руб/год.}$$

Затраты на вентиляцию:

$$З_{\text{вент.}} = (P_{\text{Э.д.}} \cdot T_{\text{КАЛ}}) \cdot T_{\text{э}},$$

где $T_{\text{КАЛ}}$ – календарный фонд времени (час);

$P_{\text{Э.д.}}$ – мощность электродвигателя вентиляции, кВт; установим в цехе вентиляторы в количестве 6 штук, ($P_{\text{Э.д.}} = 20$ кВт).

$$З_{\text{вент}} = (20 \cdot 6 \cdot 24 \cdot 365) \cdot 4,8 = 5045760 \text{ руб/год.}$$

Затраты на отопление:

$$З_{\text{отоп}} = \left(\frac{a \cdot T \cdot V_{\text{о.п.}}}{1000} \right) \cdot T_{\text{э}}, \quad (5.49)$$

где a – количество тепла на 1 м³ помещения, кВт (4,4 кВт);

T – продолжительность отопительного сезона, ч (4896 ч).;

$V_{\text{о.п.}}$ – объем отапливаемого помещения, м³ (25000 м³).

$$З_{\text{отоп}} = (4,4 \cdot 4896 \cdot 25) = 538560 \text{ руб/год.}$$

Затраты на ОТ и ТБ:

Затраты, связанные с организацией труда и техникой безопасности, принимаются равными 15 % от полного годового фонда заработной платы:

Расходы на охрану труда и технику безопасности составляют 12% от $\Phi_{\text{зп}}$:

$$З_{\text{от. тб}} = 21520747,8 \cdot 0,12 = 2582489,64 \text{ руб/год.}$$

Отчисления на социальные нужды:

Размер отчислений на социальные нужды составляет 30 % от полного годового фонда заработной платы:

Отчисления от заработной платы составляют 30% от $\Phi_{\text{зп}}$:

$$З_{\text{соц.}} = 21520747,8 \cdot 0,3 = 6456224,34 \text{ руб/год.}$$

5.7 Расчет затрат на реагенты

Затраты на реагенты приведены в таблице 5.6.

Таблица 5.6 – Затраты на реагенты

Наименование	Цена за единицу, руб./тн.	Количество на весь годовой выпуск, ед./тн.	Итоговые затраты, руб./год
HNO ₃	300000	45,86	13758855
ТБФ	135000	59,13	7982443,35
Итого:	21741298,4		

5.8 Калькуляция себестоимости передела

Определим стоимость получения на определенный объем производства $Q_{\text{год}} = 5460,634$ тонн в год. Калькуляция себестоимости передела приведена в таблице 5.7.

Таблица 5.7 – Калькуляция стоимости передела

Статьи затрат	Ед. измер.	Цена ед. прод., руб.	Норма в год	Сумма руб./год
HNO ₃	т	300000	45,86	13758855
ТБФ	т	135000	59,13	7982443,35
Электроэнергия на тех. нужды	кВт	4,8	4080000	19584000
Итого условно-переменные затраты				41325298,4
Фонд ЗП:	руб.	-	-	21520750
Отчисления на соц. нужды	руб.	-	-	6456225
Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования:	руб. руб. руб.	-	-	44000 132000 2094400

амортизация оборудования тек.и кап. ремонты содержание оборудования				
Цеховые расходы:				
аренда здания	руб.	-	-	21400
содержание здания	руб.			27372288
расходы на ОТ и ТБ	руб.			2582490
Итого условно-постоянные затраты				29976178
Себестоимость передела				71301476,4

5.9 Вывод по разделу

Таким образом, себестоимость передела составляет 71301476,4 рублей в год. При этом основная доля, равная 45 %, приходится на закупку реагентов. На содержание и эксплуатацию оборудования направляется 2%, на долю оплаты труда приходится 19 %. На содержание и эксплуатацию здания доля составляет 25 %. 6 % затрат направляется на социальные нужды. Затраты на технологические нужды составляют 2 % от общей суммы. Расходы на охрану труда и техники безопасности составляют 1 %. Диаграмма себестоимости приведена на рисунке 5.1

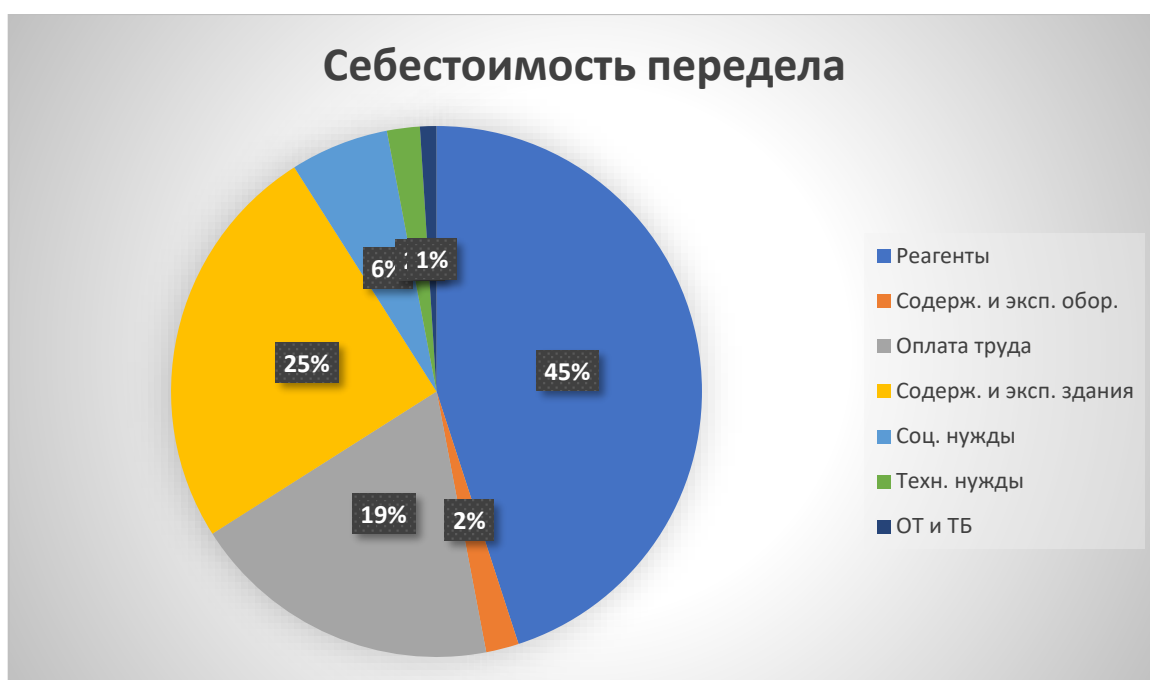


Рисунок 5.1 – Себестоимость передела

Вывод: Таким образом, произведен расчет себестоимости передела руды, который составил 71300356,4 руб. При применении данной технологии наблюдается снижение себестоимости за счет автоматизации процесса, уменьшается количество обслуживающего персонала.