

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

Инженерная школа информационных технологий и робототехники
Направление подготовки 15.04.04 Автоматизация технологических процессов и производств
Отделение автоматизации и робототехники

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
Разработка АРС системы управления подготовкой нефти на морской платформе Пильтун-Астохская-А

УДК 004.415.2:622.276.8.04(470.46)

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
8ТМ61	Наумовская Анастасия Алексеевна		

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Руководитель ВКР, доцент отделения автоматизации и робототехники ИШИТР	Громаков Евгений Иванович	к.т.н.		
Руководитель ООП, доцент отделения информационных технологий ИШИТР	Суходоев Михаил Сергеевич	к.т.н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент отделения социально- гуманитарных наук ШБИП	Верховская Марина Витальевна	к.экон.н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент ИШХБМТ	Невский Егор Сергеевич			

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Руководитель ОАР	Леонов Сергей Владимирович	к.т.н.		

Томск – 2018 г.

ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ ПО ООП

Код рез-та	Результат обучения (выпускник должен быть готов)	Требования ФГОС, критериев и/или заинтересованных сторон
<i>Профессиональные</i>		
P1	применять глубокие естественно-научные, математические знания в области анализа, синтеза и проектирования для решения научных и инженерных задач производства и эксплуатации автоматизированных систем, включая подсистемы управления и их программное обеспечение.	Требования ФГОС (ПК-1, ПК-3, ОПК-1, ОПК-4, ОК-1, ОК-9), Критерий 5 АИОР (п. 1.1), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>
P2	воспринимать, обрабатывать, анализировать и обобщать научно-техническую информацию, передовой отечественный и зарубежный опыт в области теории, проектирования, производства и эксплуатации автоматизированных систем, принимать участие в командах по разработке и эксплуатации таких устройств и подсистем.	Требования ФГОС (ПК-3, ПК-4, ПК-7, ОПК-1, ОПК-3, ОК-1, ОК-4, ОК-5, ОК-6, ОК-9), Критерий 5 АИОР (пп. 1.1, 1.2), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>
P3	применять и интегрировать полученные знания для решения инженерных задач при разработке, производстве и эксплуатации современных автоматизированных систем и подсистем (в том числе интеллектуальных) с использованием технологий машинного обучения, современных инструментальных и программных средств.	Требования ФГОС (ПК-2, ПК-3, ПК-4, ПК-5, ПК-15, ПК-18, ОПК-3, ОПК-6, ОК-1, ОК-5, ОК-6, ОК-7), Критерий 5 АИОР (пп. 1.2), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>
P4	определять, систематизировать и получать необходимую информацию в области проектирования, производства, исследований и эксплуатации автоматизированных систем, устройств и подсистем.	Требования ФГОС (ПК-7, ПК-10, ПК-11, ПК-12, ПК-18, ОПК-4, ОПК-6, ОК-1, ОК-4, ОК-6, ОК-8), Критерий 5 АИОР (п. 1.3), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>
P5	планировать и проводить аналитические, имитационные и экспериментальные исследования для целей проектирования, производства и эксплуатации систем управления технологическим процессом и подсистем (в том числе интеллектуальных) с использованием передового отечественного и зарубежного опыта, уметь критически оценивать полученные теоретические и экспериментальные данные и делать выводы.	Требования ФГОС (ПК-1, ПК-2, ПК-3, ПК-4, ПК-5, ПК-6, ПК-13, ПК-17, ПК-18, ОПК-2, ОПК-3, ОК-1, ОК-3, ОК-4, ОК-6, ОК-7, ОК-8, ОК-9), Критерий 5 АИОР (п. 1.4), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>
P6	понимать используемые современные методы, алгоритмы, модели и технические решения в автоматизированных системах и знать области их применения, в том числе в составе безлюдного производства.	Требования ФГОС (ПК-1, ПК-2, ПК-3, ПК-7, ОПК-1, ОПК-3, ОПК-4, ОК-5, ОК-9, ОК-10), Критерий 5 АИОР (п. 2.1), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>

<i>Универсальные</i>		
P7	эффективно работать в профессиональной деятельности индивидуально и в качестве члена команды.	Требования ФГОС (ПК-1, ПК-2 ПК-7, ПК-8, ПК-16, ПК-17, ОК-1, ОК-2, ОК-4, ОК-6, ОК-9), Критерий 5 АИОР (п. 2.1), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>
P8	владеть иностранным языком на уровне, позволяющем работать в интернациональной среде с пониманием культурных, языковых и социально-экономических различий	Требования ФГОС (ПК-4, ПК-8, ПК-9, ПК-16, ОПК-4, ОК-5), Критерий 5 АИОР (п. 2.2), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>
P9	проявлять широкую эрудицию, в том числе знание и понимание современных общественных и политических проблем, демонстрировать понимание вопросов безопасности и охраны здоровья сотрудников, юридических аспектов, ответственности за инженерную деятельность, влияния инженерных решений на социальный контекст и окружающую среду	Требования ФГОС (ПК-5, ПК-8, ПК-15, ПК-16, ПК-18, ОПК-1, ОПК-4, ОПК-5, ОК-3, ОК-4, ОК-5, ОК-6, ОК-8, ОК-9), Критерий 5 АИОР (пп. 1.6, 2.3.), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEAN</i>
P10	следовать кодексу профессиональной этики и ответственности и международным нормам инженерной деятельности	Требования ФГОС (ПК-8, ПК-11, ПК-16, ОПК-3, ОПК-6, ОК-4), Критерий 5 АИОР (пп. 2.4, 2.5), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>
P11	понимать необходимость и уметь самостоятельно учиться и повышать квалификацию в течение всего периода профессиональной деятельности.	Требования ФГОС (ПК-4, ПК-8, ОПК-3, ОПК-4, ОК-5, ОК-6, ОК-7, ОК-8), Критерий 5 АИОР (2.6), согласованный с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> .

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

Инженерная школа информационных технологий и робототехники
 Направление подготовки 15.04.04 Автоматизация технологических процессов и производств
 Отделение автоматизации и робототехники

УТВЕРЖДАЮ:
 Руководитель ООП
 _____ Суходоев М.С.
 (Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ
на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

магистерской диссертации (бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)
--

Студенту:

Группа	ФИО
8ТМ61	Наумовской Анастасии Алексеевне

Тема работы:

Разработка АРС системы управления подготовкой нефти на морской платформе Пильтун-Астохская-А
Утверждена приказом директора (дата, номер)

Срок сдачи студентом выполненной работы:
--

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

<p>Исходные данные к работе <i>(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.).</i></p>	<p>Объектом исследования является система управления технологическими процессами на установке подготовки нефти (УПН), основным технологическим оборудованием которой являются сепараторы и гидроциклон.</p> <p>Цели работы: создание модели АРС-системы управления процессами подготовки нефти на УПН, анализ качества АРС-управления по прямым и интегральным показателям, подведение итогов и вывод об эффективности АРС-стратегии управления.</p>
<p>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов <i>(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> 1) Обзор литературы; 2) Описание технологического процесса; 3) Описание процессов разделения смесей в технологическом оборудовании; 4) Разработка модели системы управления процессами УПН; 5) Описание динамики САР при различных стратегиях управления и анализ качества управления; 6) Описание автоматизации УПН;

	7) Заключение.
Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей)	1) Структурная схема технологического процесса УПН; 2) Модель системы управления процессами УПН с классическим ПИД-управлением; 3) Модель системы управления процессами УПН с усовершенствованным управлением; 4) Функциональная схема автоматизации.

Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы

(с указанием разделов)

Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Верховская Марина Витальевна, доцент отделения социально-гуманитарных наук ШБИП, к.экон.н.
Социальная ответственность	Невский Егор Сергеевич, ассистент ИШХБМТ
Раздел на иностранном языке	Шепетовский Денис Владимирович, ст. преподаватель отделения иностранных языков

Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:

1 Обзор литературы и постановка проблемы
3.1 Проект «Сахалин-2»
3.2 Описание нефтегазовой платформы «Моликпак» («ПА-А»)
3.5 Описание процессов разделения смесей в сепараторах и гидроциклонах
3.5.1 Особенности работы эксплуатационного сепаратора ВД
3.5.2 Особенности работы эксплуатационного сепаратора СД
3.5.3 Особенности работы гидроциклона
3.8.3.2 МРС-управление процессами МІМО-системы «сепаратор – гидроциклон»

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

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент отделения автоматизации и робототехники ИШИТР	Громаков Евгений Иванович	к.т.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
8ТМ61	Наумовская Анастасия Алексеевна		

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

Инженерная школа информационных технологий и робототехники
Направление подготовки 15.04.04 Автоматизация технологических процессов и производств
Уровень образования – магистратура
Отделение автоматизации и робототехники
Период выполнения – весенний семестр 2017/2018 учебного года

Форма представления работы:

магистерская диссертация

(бакалаврская работа, дипломный проект/работа, магистерская диссертация)

**КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН
выполнения выпускной квалификационной работы**

Срок сдачи студентом выполненной работы:

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
10.05.2018	Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	20
20.05.2018	Социальная ответственность	20
28.05.2018	Основная часть	60

Составил преподаватель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент отделения автоматизации и робототехники ИШИТР	Громаков Евгений Иванович	к.т.н.		

СОГЛАСОВАНО:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент отделения информационных технологий ИШИТР	Суходоев Михаил Сергеевич	к.т.н.		

Реферат

Выпускная квалификационная работа содержит 161 страницу, 80 рисунков, 24 таблицы, список использованных источников содержит 52 наименования, 6 приложений на листах А4.

Ключевые слова: установка подготовки нефти (УПН), сепаратор, гидроциклон, Simulink, моделирование, система автоматического регулирования, ПИД-регулирование, APC-управление, MPC-управление, PDR, компенсация интегрального насыщения, функциональная схема автоматизации.

Цель работы – создание модели APC (Advanced Process Control) системы управления процессами подготовки нефти на УПН, внедрение и анализ классической и усовершенствованной стратегии управления в разработанную модель.

В процессе выполнения работы были изучены основы разделения смесей в сепараторах и гидроциклоне, была создана модель системы управления процессами УПН, включающая контуры регулирования уровня в сепараторах и коэффициента перепада давления (PDR) в гидроциклоне, были применены стратегии MPC-управления, ПИД-управления, управления с компенсацией интегрального насыщения. Был осуществлен анализ качества APC управления на основании прямых и интегральных показателей качества управления. При анализе исследовалось управление сложным многопараметрическим объектом в условиях ограничений, наложенных на управляющие переменные. Было произведено исследование качества управления при смене режима работы системы без ее остановки. Также была спроектирована функциональная схема автоматизации, был осуществлен подбор комплекса технических средств.

В результате работы были разработаны: структурная схема технологического процесса УПН, модель системы управления процессами УПН с усовершенствованным (APC) управлением, модель системы управления процессами УПН с классическим ПИД-управлением, функциональная схема автоматизации. Пояснительная записка выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 2016, графический материал – в пакете Microsoft Visio 2013.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Обозначения и сокращения.....	11
Определения	12
Введение.....	13
1 Обзор литературы и постановка проблемы.....	15
2 Обоснование научной новизны и практической значимости в приложении к УПН	21
3 Основная часть	24
3.1 Проект «Сахалин-2».....	24
3.2 Описание нефтегазовой платформы «Моликпак» («ПА-А»).....	25
3.3 Описание рассматриваемого технологического процесса.....	27
3.4 Описание технологического оборудования УПН.....	28
3.4.1 Испытательный сепаратор	28
3.4.2 Эксплуатационные сепараторы	29
3.4.3 Гидроциклон	30
3.5 Описание процессов разделения смесей в сепараторах и гидроциклонах ...	31
3.5.1 Особенности работы эксплуатационного сепаратора ВД.....	31
3.5.2 Особенности работы эксплуатационного сепаратора СД.....	33
3.5.3 Особенности работы гидроциклона	35
3.6 Математическое описание гидроциклона	37
3.7 Разработка модели системы управления процессами УПН	40
3.7.1 Модель системы регулирования уровня среды в сепараторе ВД	40
3.7.2 Модель системы регулирования для сепаратора СД и гидроциклона	47
3.8 Описание динамики САР при различных стратегиях управления	53
3.8.1 Классическое ПИД-регулирование	53
3.8.3 Управление с использованием управления с прогнозирующими моделями (МРС).....	64
3.8.3.1 Сущность МРС-управления	64
3.8.3.2 МРС-управление процессами ММО-системы «сепаратор – гидроциклон».....	71
3.8.3.3 Исследование влияния изменения режима работы системы.....	79

3.9 Описание автоматизации УПН.....	83
3.9.1 Разработка функциональной схемы автоматизации.....	83
3.9.2 Выбор и описание комплекса технических средств.....	84
3.9.2.1 Выбор контроллерного оборудования.....	84
3.9.2.2 Выбор датчиков расхода.....	86
3.9.2.3 Выбор датчиков давления.....	90
3.9.2.4 Выбор датчиков уровня.....	92
3.9.2.5 Выбор исполнительных механизмов.....	94
4 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение.....	99
4.1 Предпроектный анализ.....	99
4.1.1 Диаграмма Исикавы.....	99
4.2 Организационная структура проекта.....	102
4.2.1 Матрица ответственности.....	103
4.3 Планирование управления научно-техническим проектом.....	104
4.3.1 Иерархическая структура работ проекта.....	104
4.3.2 Планирование проекта.....	105
4.4 Бюджет научного исследования.....	107
4.4.1 Материальные затраты.....	107
4.4.2 Основная заработная плата исполнителей проекта.....	108
4.4.3 Дополнительная заработная плата исполнителей проекта.....	110
4.4.4 Отчисления на социальные нужды.....	111
4.4.5 Накладные расходы.....	111
4.4.6 Бюджет научно-исследовательского проекта.....	111
4.5 Определение эффективности исследования.....	112
4.5.1 Расчет научно-технического эффекта.....	112
5 Социальная ответственность.....	116
5.1 Объект исследования и целевая аудитория разработки.....	116
5.2 Информативность модели.....	116
5.3 Предотвращение ошибок ввода уставок.....	119
5.4 Описание сценария аварии сепаратора, который можно исследовать в модели.....	122

Заключение	125
Список публикаций студента.....	127
Список использованных источников	129
ПРИЛОЖЕНИЯ	135
Приложение А	136
Приложение Б.....	157
Приложение В.....	158
Приложение Г	159
Приложение Д.....	160
Приложение Е.....	161

Обозначения и сокращения

ВД	высокое давление
ВПУ	выносное причальное устройство
КИПиА	контрольно-измерительные приборы и автоматика
КПД	коэффициент полезного действия
Лун-А	Лунская-А
НД	низкое давление
ОБТК	объединенный береговой технологический комплекс
ОУ	объект управления
ПА-А	Пильтун-Астохская-А
ПА-Б	Пильтун-Астохская-Б
ПИД-регулятор	Пропорционально-интегрально-дифференцирующий регулятор
ПНХ	плавающее нефтеналивное хранилище
САР	система автоматического регулирования
СД	среднее давление
СПГ	сжижение природного газа
ТОН	терминал отгрузки нефти
УПН	установка подготовки нефти
ФСА	функциональная схема автоматизации
ЧП	частотный преобразователь
ЭД	электродвигатель
APC	Advanced Process Control (усовершенствованное управление процессами)
MIMO-system	multiple input multiple output system (система с множеством входов и выходов)
MPC	Model Predictive Control (управление с прогнозирующими моделями)
PDR	Pressure drop ratio (коэффициент перепада давления)

Определения

Вскипание	переход жидкости в состояние пара в результате снижения давления ниже давления насыщения
Кавитация	локальное вскипание жидкости в случае, когда давление становится ниже давления насыщения
ПИД-регулятор	устройство, использующееся в управляющем контуре с обратной связью для формирования управляющего сигнала с целью получения необходимой точности и необходимого качества переходного процесса
САР (система автоматического регулирования)	система автоматического управления с замкнутой цепью, основанная на принципе обратной связи, включающая совокупность средств, обеспечивающих автоматическое регулирование
ФСА (функциональная схема автоматизации)	основной технический документ, который определяет структуру и функциональные связи между технологическим процессом и средствами контроля и управления.
Anti-windup control (управление с компенсацией интегрального насыщения)	стратегия управления, позволяющая минимизировать влияние интегрального насыщения (эффект, наблюдающийся в ПИД-регуляторе с ненулевой интегральной составляющей, когда в течение длительного времени приходится компенсировать ошибку, лежащую за пределами диапазона управляемой переменной)
APC (Advanced Process Control (усовершенствованное управление процессами))	стратегия управления, основанная на различных технологиях и методах, позволяющих максимально оптимизировать технологический процесс
MPC (Model Predictive Control (управление с прогнозирующими моделями))	один из современных методов анализа и синтеза систем управления, основанный на математических методах оптимизации, являющийся улучшенным вариантом управления с отрицательной обратной связью
PDR(Pressure drop ratio (коэффициент перепада давления))	отношение между разницей в давлениях на входе и выходе верхнего продукта гидроциклона и на входе и выходе нижнего продукта гидроциклона, соответствующее постоянному коэффициенту сепарации
Vena contracta	точка, которой соответствует максимальное значение скорости и минимальное значение давления

Введение

Современные предприятия ставят на первый план не только вопросы безопасности производства, его надежности и улучшения качества продукции, но и позволяющие повысить прибыльность предприятия вопросы экономичности производства и сокращения экономических потерь. Усовершенствованное управление технологическими процессами или APC-управление («Advanced Process Control») направлено на увеличение прибыльности предприятия за счет увеличения производительности технологических установок, сокращения энергозатрат, стабилизации показателей качества продукции, сокращения потерь при смене режима работы, повышения стабильности и безопасности работы установок, а также повышения управляемости установок. MPC-управление или управление с прогнозирующими моделями («Model Predictive Control»), являющееся основным направлением развития APC-систем, позволяет добиться увеличения прибыли предприятия в условиях ограничений, наложенных на управляющие и регулируемые переменные, а также при управлении сложными многопараметрическими объектами.

Нефтяная промышленность является ведущей отраслью промышленности Российской Федерации, а объекты нефтяной промышленности являются сложными объектами со множеством параметров и наложенных на них ограничений. Нефть, в свою очередь, является жизненно важным сырьем для человечества, нефть и нефтепродукты широко применяются как в легкой, так и в тяжелой промышленности. Именно поэтому необходимо уделить особое внимание вопросам управления и регулирования на предприятиях добычи и подготовки нефти, вопросам увеличения экономической эффективности предприятий, снижению энергетических и материальных затрат, улучшению качества подготавливаемой нефти и нефтепродуктов, экономии ресурсов.

Целью данной магистерской диссертации является разработка и исследование системы усовершенствованного управления процессами

подготовки нефти на установке подготовки нефти (УПН) морской платформы Пильтун-Астохская-А.

В рамках магистерской диссертации для достижения поставленной цели необходимо выполнить следующие задачи:

- изучить основы процессов сепарации и процессов разделения смесей в гидроциклонах;
- создать модель системы управления процессом подготовки нефти на УПН;
- применить усовершенствованную APC-стратегию управления в созданной системе;
- применить классическую стратегию ПИД-управления в созданной системе;
- провести анализ эффективности APC-управления и подвести итоги.

Также в рамках магистерской диссертации необходимо разработать функциональную схему автоматизации и произвести подбор оборудования для автоматизации УПН.

В рамках раздела «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение» необходимо произвести анализ факторов, влияющих на качество подготавливаемой на УПН нефти, представить организационную структуру и календарный план работы, произвести расчет затрат на проведенную работу и оценить научно-технический эффект.

В рамках раздела «Социальная ответственность» необходимо доказать достаточную информативность разработанной модели, представить метод защиты модели от ввода некорректных уставок, а также представить сценарий аварии сепаратора, который можно исследовать, используя разработанную модель.

1 Обзор литературы и постановка проблемы

Объектом исследования данной магистерской диссертации является система управления процессом подготовки нефти на установке подготовки нефти (УПН). Существующие в настоящий момент системы управления, основанные на классических методах регулирования, вполне соответствуют требованиям безопасности и выполняют требуемые от них функции, но примечательно то, что данные системы не вполне соответствуют требованиям эффективности. Современные компании желают не только получить безопасный технологический процесс, но и снизить экономические потери, эксплуатационные затраты, увеличить прибыль производства и повысить качество продукции, тем самым заслужив лидерскую позицию среди компаний-конкурентов. Добиться этих целей можно путем вывода технологического процесса на оптимальный режим работы, применив усовершенствованный подход к управлению – APC-управление («Advanced Process Control»). APC-управление позволяет улучшить технологический процесс, не за счет приобретения нового дорогостоящего технологического оборудования, а за счет рационализации и оптимизации управления процессом, что гораздо дешевле. Магистральным направлением развития усовершенствованного управления технологическим процессом является управление с прогнозирующими моделями «Model Predictive Control» («MPC»).

Широкое применение в системах управления объектами нефтегазовой отрасли нашли пропорционально-интегрально-дифференцирующие (ПИД) регуляторы. ПИД-регулятор имеет достаточно простую и компактную структуру и позволяет достичь цели управления в большинстве случаев, кроме того, эффективность алгоритмов ПИД-управления повышается за счет новых разработок и идей: реализуются различные варианты дифференцирующей составляющей, развиваются новые структуры ПИД-регуляторов. Одним из основных вопросов при использовании ПИД-регулятора является вопрос настройки его коэффициентов. В настоящее время настройка коэффициентов регулятора может осуществляться автоматически, но проблемой становится то,

что большинство технологических процессов нефтегазовой промышленности имеют дрейфующие во времени параметры, из-за чего единожды настроенный ПИД-регулятор не сможет обеспечить достижения цели управления в процессе функционирования объекта управления (ОУ). В результате чего необходима постоянная подстройка параметров ПИД-регуляторов. К тому же, для всех производственных процессов справедливо то, что наибольшую экономическую выгоду можно получить при оптимальных значениях параметров, которые зависят от соотношения стоимости продукта и затрачиваемых ресурсов, поэтому необходимо управлять процессом оптимально. Традиционные алгоритмы зачастую работают далеко не в самом оптимальном режиме, и это приводит к потере эффективности технологического процесса.

Объекты нефтегазовой отрасли – это сложные объекты, некоторые из которых имеют множество входных и выходных переменных. В нефтегазовых производствах имеют место достаточно сложные случаи управления технологическим процессом. При контроле качества нефти в сепараторе, например, регулируются давление, подача, а величины, определяющие качество нефти, ее состав, периодически измеряются в лаборатории в ручном режиме и, таким образом, не регулируются непосредственно. Еще более сложный характер имеют некоторые случаи управления нефтехимическими производствами. В этих и подобных случаях требуется автоматизация с дополнительными свойствами. Для решения таких задач были созданы методы регулирования на основе прогнозирующих моделей.

В реальных системах управления имеет место эффект «windup» или эффект интегрального насыщения, вызванный нелинейностью некоторых элементов реальных систем, эта нелинейность может быть связана с ограничениями на мощность двигателя, скорость вращения, угол поворота, площадь поперечного сечения клапана и т.п. Такая нелинейность называется нелинейностью типа «насыщение» или «saturation». Подобная нелинейность приводит к тому, что контур регулирования, при достижении переменной граничного значения, находится в насыщении и оказывается разомкнутым, так

как изменение переменной на входе звена не вызывает изменений переменной на выходе звена. Интегральное насыщение может иметь место в системе с ПИД-регулятором, имеющим ненулевую интегральную составляющую. Интегральное насыщение приводит к затягиванию переходного процесса, а также может привести к большому перерегулированию. Предотвратить неблагоприятные последствия интегрального насыщения возможно, применив стратегию управления «anti-windup control», которая также была исследована в рамках магистерской диссертации.

При выполнении магистерской диссертации работа подразделилась на следующие основные этапы:

- поиск, анализ и изучение литературы;
- разработка модели управления технологическим процессом;
- внедрение и анализ различных стратегий управления.

Поиск литературы осуществлялся в двух направлениях: поиск литературы с описанием принципов работы сепараторов и гидроциклонов, их математических моделей; поиск литературы с описанием методов усовершенствованного управления (АРС-управления).

Перед тем, как приступить к формированию необходимых математических моделей, необходимо было изучить информацию о процессах, происходящих при сепарации и при разделении смесей в гидроциклоне. Для изучения этой информации были использованы: учебные пособия Н.В. Ушевой «Технологические основы и моделирование процессов промышленной подготовки нефти и газа», М.М. Башарова, О.А. Сергеевой «Устройство и расчет гидроциклонов», работа Лебедькова А.Е., Кана А.В., Андреева А.Е. и Лушниковой Л.В. «Справочник инженера по подготовке нефти» [1,2,3]. В этих работах достаточно подробно описаны процессы, происходящие в сепараторах и в гидроциклонах. Основы процессов сепарации и разделения смесей в гидроциклоне были приведены в данной магистерской диссертации.

При формировании математической модели сепаратора использовалась работа Васедувана Сэмпэта «Интеллектуальное управление компактной

мультифазной системой сепарации» [4], а также учебное пособие В.Ф. Комиссарчика «Автоматическое регулирование технологических процессов» [5]. Первая работа была полезна при формировании общей структуры системы, для формирования понимания особенностей преобразования сигнала при последовательном прохождении элементов технологического процесса. Учебное пособие В.Ф. Комиссарчика было использовано для установления зависимости между давлением, коэффициентом расхода задвижки и объемным расходом вещества через задвижку. Уравнения, представленные В.Ф. Комиссарчиком использовались для преобразования значения давления в значение расхода. На основе данных работ была сформирована система регулирования уровня жидкости в сепараторе высокого давления и сепараторе среднего давления.

Изучение процессов, происходящих в гидроциклоне при разделении смеси нефти и воды, позволило сделать вывод о сложности данных процессов, а также понять, что формирование математической модели гидроциклона – это достаточно сложная задача. Для формирования математической модели гидроциклона были рассмотрены работы Л.М. Кочетова, Б.С. Сажина и М.П. Тюрина «Гидродинамическая модель осаждения взвесей в низконапорном гидроциклоне» [6], В.Г. Брагина «Математическая модель движения жидкости в гидроциклоне» [7]. В первой работе было представлено теоретическое описание процесса центробежной сепарации при вращающемся потоке достаточно вязкой жидкости, с использованием уравнений Навье-Стокса и уравнения неразрывности потока. Во второй работе был представлен вывод интегральных уравнений, которые позволяют математически моделировать движение реальной и идеальной жидкостей в рабочей зоне гидроциклона. Тем не менее, данные работы не позволили выявить зависимость между входными, управляющими и выходными сигналами гидроциклона. Данную задачу позволила решить работа датских ученых П. Дурдевича и З. Янга «Применение робастного управления H_∞ в модели морской нефтегазовой платформы отделения нефти» [8]. В данной работе была рассмотрена математическая модель системы «сепаратор – гидроциклон». В данной модели имеются два входных управляющих сигнала,

два выходных сигнала и пять переменных состояния. Эта модель была взята за основу при моделировании работы сепаратора среднего давления и гидроциклона.

После завершения формирования математических моделей был начат поиск литературы для изучения усовершенствованного управления технологическим процессом. Тема усовершенствованного управления обсуждается как в отечественной, так и в зарубежной литературе. В статье В.М. Дозорцева, Э.Л. Ицковича и Д.В. Кнеллера «Усовершенствованное управление технологическими процессами (APC): 10 лет в России» [9] были рассмотрены основы и история развития усовершенствованного управления технологическими процессами в мире и в России. В другой работе В.М. Дозорцева и Д.В. Кнеллера «APC – усовершенствованное управление технологическими процессами» [10] разъясняется, что представляет собой APC-управление, что оно включает, и какова выгода его применения.

Центральным звеном систем усовершенствованного управления является управление с прогнозирующей моделью (MPC), для углубления понимания данной стратегии управления были изучены работы: «Model Predictive Control» Комачо Е.Ф. и Бордонса Ц. [11], «An Overview of Model Predictive Control» Холкара К.С. и Вагхмэр Л.М. [12], «Nonlinear Model Predictive Control of Gravity Separators» Длиммы М.Ф. [13], «Системы управления нестационарным объектом на основе MPC-регулятора и ПИД-регулятора с нечеткой логикой» Надеждина И. С., Горюнова А. Г. и Маненти Ф.3 [14]. При работе в MatLab для настройки MPC-регулятора помимо официального сайта поддержки пользователей MatLab и справок программы использовалось пособие Люпинга Ванга «Model Predictive Control System Design and Implementation using MatLab» [15].

При изучении стратегии управления «anti-windup control» или управления с компенсацией интегрального насыщения были изучены работы: «ПИД-регуляторы: вопросы реализации» В. Денисенко [16], «Anti-Windup Load Frequency Controller Design for Multi-Area Power System with Generation Rate Constraint» Хуанга Ч., Юи Д., Кси Кс. и Кси Дж. [17], «PI- и PID-регуляторы.

Решение задачи об интегральном насыщении» Н.В. Клиначева и Е.А. Маргацкой [18]. Данные работы позволили разобраться в понятии «anti-windup control». Для реализации данной стратегии управления в пакете Simulink был применен метод представленный в работе «Anti-Windup Control Using a PID Controller» на сайте поддержки пользователей MatLab [19].

Рассмотренные книги, учебные пособия и статьи позволили сформировать понимание усовершенствованного управления технологическими процессами и внедрить такое управление в процесс подготовки нефти. Целью данной магистерской диссертации является разработка АРС-системы управления процессами подготовки нефти на УПН и анализ качества АРС-управления, основанный на прямых и интегральных показателях качества управления.

2 Обоснование научной новизны и практической значимости в приложении к УПН

УПН является важным объектом нефтегазовой промышленности и может включать разнообразное оборудование. Основным технологическим оборудованием УПН, рассматриваемой в рамках данной магистерской диссертации, являются сепараторы и гидроциклон. Объекты УПН имеют достаточно сложную динамику, особенно среди этих объектов стоит отметить гидроциклон. Существующие сейчас системы управления технологическими процессами подготовки нефти вполне отвечают требованиям безопасности, нормам технологических регламентов, но при этом они не совсем соответствуют требованиям повышения эффективности производства. Повышение эффективности производства подразумевает под собой сокращение потерь (будь то экономические, энергетические и другие потери), увеличение при этом прибыли предприятия, а также повышение качества продукции. Любая компания стремится завоевать лидерские позиции на рынке, чего можно добиться, улучшив качество продукции, сократив потери производства. Усовершенствованное управление технологическими процессами или APC-управление – это тот тип управления, который позволит повысить эффективность производства, и сделать это не за счет покупки нового технологического оборудования, а за счет изменения стратегии управления. Магистральным направлением развития APC-управления является MPC-управление, или управление с прогнозирующими моделями.

Основной целью применения APC-управления является снижение потерь, эксплуатационных затрат, и увеличение прибыли предприятия за счет вывода технологических процессов на оптимальный режим работы. APC-система может работать в условиях ограничений, в условиях невозможности измерения всех переменных состояния объекта управления. APC-система в отличие от классического ПИД-регулирования способна быстрее стабилизировать процесс, перерегулирование в APC-системе при изменении задания более плавное и протекает быстрее, не оказывая негативных перегрузок на исполнительное

оборудование. APC-система позволяет поддерживать технологический процесс в допустимом технически и наиболее экономически выгодном режиме.

УПН подготавливает нефть для дальнейшей ее транспортировки клиенту или же для дальнейшей переработки. Качество подготовленной нефти имеет большое значение, ведь, чем выше качество подготовленной нефти, тем выше ее стоимость, и тем выше качество продукции, полученной из этой нефти. Важно поддерживать технологические процессы в экономически выгодном режиме, это позволит сократить затраты. К тому же, на УПН имеет место объект со сложной динамикой – гидроциклон, управление которым является достаточно сложной задачей.

Наибольшая экономическая прибыль от внедрения APC-системы достигается не только из-за повышения качества управления, но и, преимущественно, из-за осуществления оптимизации работы технологической установки. Стоит отметить, что APC-система способна работать в режиме ограничений и при этом поддерживать наиболее близкий к оптимальному режим работы. Оператор, который осуществляет мониторинг технологического процесса и принимает необходимые решения, при изменении режима работы системы реагирует на это, затрачивая некоторое время. APC-система способна отреагировать на изменения процесса за меньшее время, чем затраченное оператором, время. Это позволяет приблизить режим работы к оптимальному [20]. На рисунке 1 продемонстрировано одно из основных достоинств APC-систем.

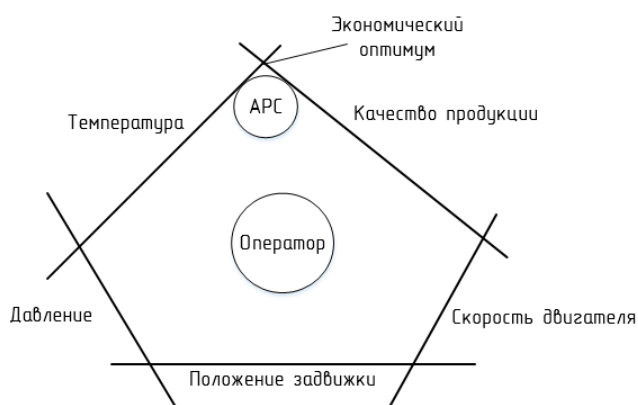


Рисунок 1 – Работа APC-системы вблизи ограничений

Опыт использования АРС-систем на современных установках позволяет заключить, что могут быть достигнуты следующие показатели [20]:

- 1-5% увеличение производительности по сырью;
- увеличение до 5% выхода продуктов;
- 2-5% уменьшение операционных затрат.

3 Основная часть

3.1 Проект «Сахалин-2»

Проект «Сахалин-2» был разработан с целью освоения нефтегазовых месторождений: Пильтун-Астохское и Лунское на Дальнем Востоке России в Охотском море на северо-востоке острова Сахалин. Оператором проекта является компания «Сахалин Энерджи» [21].

Сделано допущение, что в рамках проекта осуществляется круглогодичная добыча нефти и газа с трех морских платформ, затем нефть и газ транспортируются по наземному трубопроводу на объединенный береговой технологический комплекс (ОБТК), расположенный на северо-востоке острова Сахалин, а также по транссахалинским трубопроводам на завод по сжижению природного газа (СПГ) и терминал отгрузки нефти (ТОН) на юге Сахалина.

Пильтун-Астохское нефтяное месторождение было открыто в 1986 году. В целях оптимальной разработки Пильтун-Астохское месторождение разделено на Астохский и Пильтунский участки.

Морская нефтегазодобывающая платформа «Пильтун-Астохская-А» («ПА-А», или «Моликпак») была установлена на Астохском участке в сентябре 1998 года в 16 км от побережья, глубина моря в месте установки составляет 30 м [21].

В прибрежной зоне острова Сахалин добываемые платформой «Моликпак» углеводороды в комплексе трубопроводов объединяются с углеводородами, добываемыми на Пильтунском участке платформой «ПА-Б», после чего двумя разделёнными газовой и нефтяной линиями, нефть и газ соответственно поступают на ОБТК.

На ОБТК происходит подготовка нефти, переработка газа и конденсата, добываемых на месторождениях платформами «ПА-А», «ПА-Б» и «Лунская-А» («Лун-А»). Затем подготовленные нефть и конденсат поступают в нефтяной, а газ – в газовый трубопроводы, через которые они поступают двумя отдельными линиями на ТОН и СПГ.

СПГ проекта «Сахалин-2» является первым в России подобным предприятием. Он расположен на юге острова Сахалин и предназначен для приема, подготовки и сжижения природного газа.

ТОН расположен на юге Сахалина к востоку от СПГ. Здесь нефть хранится в резервуарах до отгрузки на танкеры через выносное причальное устройство (ВПУ).

ВПУ действует в качестве одноякорного причала и располагается в заливе Анива в 4,8 км от побережья на глубине 30 м. Нефть из резервуаров для хранения нефти подается на ВПУ по морскому трубопроводу. ВПУ может обслуживать до 100 танкеров в год.

Структурная схемы проекта «Сахалин-2» представлена на рисунке 2 [22].

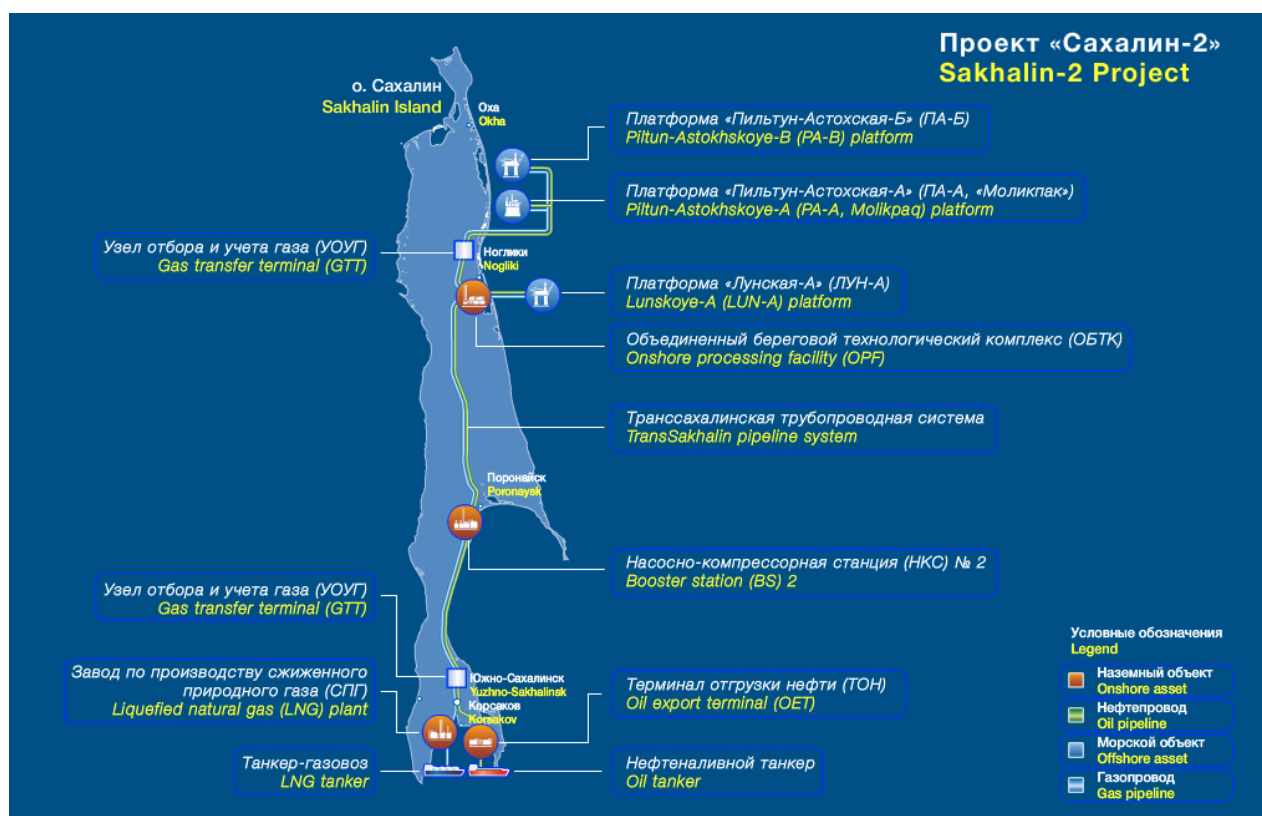


Рисунок 2 – Структурная схема проекта «Сахалин-2»

3.2 Описание нефтегазовой платформы «Моликпак» («ПА-А»)

Платформа «Моликпак» («ПА-А») – первая в России морская нефтедобывающая платформа. Промышленная добыча шельфовой нефти на платформе «Моликпак» началась в 1999 году [23].

Платформа представляет собой переоборудованную буровую установку ледового класса, которая ранее использовалась в арктических водах у побережья Канады. Вся верхняя часть платформы носит название «главной палубы». «Главная палуба» разделена на 20 отсеков: жилой модуль, модули инженерного и энергетического оборудования, вертолетная площадка, складское помещение, буровой комплекс, буксировочное оборудование и палубные краны, технологический модуль, состоящий из технологического оборудования, предназначенного для обработки продукции скважин, и другие. Основные рабочие зоны закрыты, в них предусмотрен контроль температуры и вентиляции.

С декабря 2008 года платформа работает в круглогодичном режиме. С платформы «Моликпак» нефть через транссахалинскую трубопроводную систему поступает на терминал отгрузки нефти комплекса «Пригородное».

Характеристики платформы [23]:

- 1) Платформа «Моликпак» расположена в 16 км от побережья северо-восточной части острова Сахалин;
- 2) Ширина платформы «Моликпак» составляет 120 м;
- 3) Вес платформы «Моликпак» составляет более 37 500 т;
- 4) Жилые помещения платформы рассчитаны на размещение 134 постоянных и 30 временных рабочих;
- 5) При установке платформы «Моликпак» в основание платформы в качестве балласта было засыпано 278 000 м³ песка;
- 6) Производственная мощность: нефть – 90 тыс. бар./сут. (11 538 т/сут.); попутный газ – 1,7 млн м³/сут.;
- 7) Эксплуатационные скважины платформы: 13 нефтедобывающих скважин, четыре скважины для нагнетания воды и одна скважина для нагнетания газа.

3D-схема платформы «Моликпак» представлена на рисунке 3 [23].

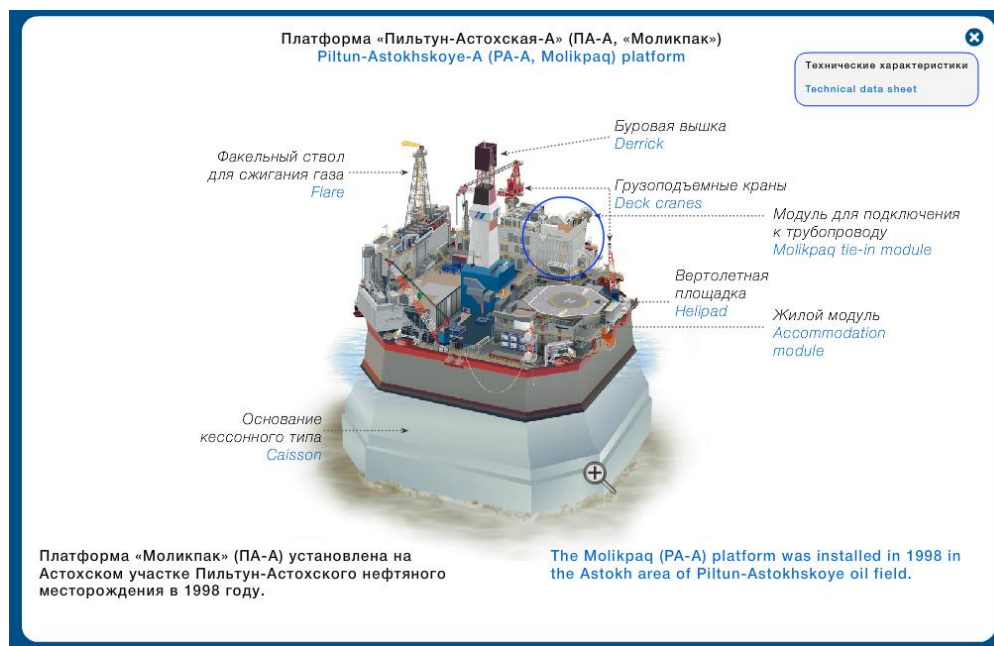


Рисунок 3 – 3D-схема платформы «Моликпак»

3.3 Описание рассматриваемого технологического процесса

Структурная схема технологического процесса подготовки пластовой жидкости, выполненная в «MS Visio» представлена в приложении Б.

Трехфазный поток, состоящий из газа, нефти и воды, при температуре процесса 59°C подается из 13 добывающих скважин в нефтегазовый сепаратор высокого давления (2). С помощью гребёнки, поток из любой скважины может быть направлен в испытательный сепаратор (1), с целью определить производительность конкретной скважины для дальнейшего управления процессом добычи. Сепаратор высокого давления (ВД) (2) функционирует при давлении потока 2586 кПа и способствует разделению трехфазного потока на газовую и жидкую фазы. Жидкость под сниженным давлением соединяется с жидкостью из испытательного сепаратора и направляется в сепаратор среднего давления (СД) (3). Сепаратор СД (3) работает при давлении 793 кПа и разделяет входной поток на газовый, нефтяной и водяной компоненты. Нефть с СД сепаратора подается с пониженным давлением 145 кПа в сепаратор низкого давления (НД) (6). В сепараторе НД конечная сепарация газ/нефть необходима для того, чтобы добиться требуемого давления паров сырой нефти. Нефть

охлаждается до 27°C в охладителе сырой нефти прежде, чем транспортируется по трубопроводу в плавучее нефтеналивное хранилище (ПНХ).

Обработка отделенного газа происходит следующим образом. Газ из сепаратора НД сжимается до давления 793 кПа газовым компрессором низкого давления (8) и смешивается с газом, выходящим из сепаратора среднего давления. Этот смешанный поток сначала охлаждается до 38°C охладителем на линии всасывания газового компрессора среднего давления (9) и затем сжимается газовым компрессором среднего давления (10) до 2586 кПа. Конденсат из охладителя (9) возвращается в сепаратор НД. Этот газ смешивается с потоками газа из испытательного сепаратора и сепаратора ВД и охлаждается до 38°C охладителем на линии всасывания газового компрессора высокого давления (11). Весь конденсат возвращается в сепаратор СД. На топливную линию уходит приблизительно 7360 м³/ч от всего расхода газа, а остальная часть сжимается компрессором высокого давления (12) до давления 9515 кПа. Газ еще раз охлаждается до 38°C с помощью охладителя на выходе компрессора высокого давления (13). Весь образовавшийся конденсат возвращается в сепаратор СД. Наконец, газ сжимается до 27579 кПа газовым инжекционным компрессором (14) и закачивается в пласт через две инжекционные скважины.

Вода отделяется только в сепараторе СД, после чего она направляется в гидроциклон (5) для удаления нефтяных примесей.

Нефть, отделенная гидроциклоном, направляется в резервуар нефтяных отходов (4) и далее возвращается для переработки в сепаратор СД. Очищенная вода из гидроциклона поступает в дегазатор (7) для выделения газа и окончательной очистки от нефтяных примесей.

Весь технологический процесс сепарации нефти с платформы «Моликпак» условно можно разделить на три системы: системы подготовки нефти, воды и газа. В рамках данной магистерской диссертации будет рассмотрена только система подготовки нефти.

3.4 Описание технологического оборудования УПН

3.4.1 Испытательный сепаратор

Тестовый сепаратор (1) представляет собой трехфазный сепаратор, который рассчитан на разделение продукции скважины на газовую, нефтяную и водную фазы. Поток может направляться в тестовый сепаратор из любой скважины, таким образом определяют производительность определенной скважины для того, чтобы в дальнейшем, с учетом производительности скважин, управлять процессом добычи.

Внутренний диаметр тестового сепаратора, составляет 1676 мм, а его длина от шва до шва – 4572 мм. С учетом общего расчетного потока флюидов продолжительность удержания пластовой жидкости составляет 6 мин. Тестовый сепаратор рассчитан на прием всего объема продукции одной скважины через замерный манифольд.

Под действием силы тяжести жидкость в сепараторе разделяется на нефть и воду, которые выводятся из сепаратора по отдельности, и, после замера, смешиваются и подаются в эксплуатационный сепаратор СД (3). Газ из сепаратора выводится в магистраль попутного газа и далее поступает в компрессор высокого давления.

3.4.2 Эксплуатационные сепараторы

Эксплуатационный сепаратор ВД предназначен для разделения пластового флюида, поступающего из скважин, на газ и жидкостную смесь. Жидкостная смесь затем, смешиваясь с жидкостью из испытательного сепаратора, поступает в сепаратор СД для дальнейшего разделения.

Трехфазный эксплуатационный сепаратор СД (3) предназначен для разделения жидкости, поступающей из эксплуатационного сепаратора ВД (2) и тестового сепаратора (1). Жидкость разделяется на нефть и воду под действием силы тяжести. Из сепаратора вода и нефть выходят по отдельным трубам. Выходящий газ замеряется в порядке мониторинга производительности платформы и направляется в газовый компрессор СД (9). Нефть на выходе смешивается с нефтью из рециркуляционной линии дожимных насосов и

поступает в эксплуатационный сепаратор НД (6), а пластовая вода поступает в гидроциклон (5).

3.4.3 Гидроциклон

Работающий под низким давлением гидроциклон служит для удаления нефти до уровней 20 частей на миллион (по объему) из подаваемой в него промысловой воды при концентрации взвешенной нефти приблизительно 2000 частей на миллион (по объему) при нормальных условиях эксплуатации.

Отдельные гидроциклонные обсадные трубы состоят из 3-х основных секций, описанных ниже.

1) Секция впуска. Впускная часть служит для преобразования входящего потока в тангенциальный поток с минимальной турбулентностью. Конструктивные параметры включают в себя диаметр и тип впускной трубы. Вообще говоря, меньший диаметр трубы приводит к более высокой тангенциальной скорости на входе гидроциклона. Это, в свою очередь, приводит к большим значениям центробежных сил, но несколько меньшей пропускной способности при заданном перепаде давлений. Выбор диаметра впускной трубы для того или иного конкретного применения определяется требованиями по эффективности и пропускной способности для данного применения.

2) Конусная/хвостовая секция. Хвостовая труба гидроциклона увеличивает длительность сепарации. Размеры хвостовой трубы характеризуются ее диаметром и длиной. Меньший диаметр хвостовой трубы соответствует более высоким тангенциальным скоростям, более высоким значениям гравитационной силы и, следовательно, более высокой эффективности сепарации.

3) Отводная диафрагма.

Отводная диафрагма функционирует как выпускная труба для нефти. Съёмное сопло содержит в себе диафрагму и ввинчивается в верхнюю часть впускной секции. Его размеры выбраны с таким расчетом, чтобы сопло могло справиться с ожидаемой нагрузкой, создаваемой потоком верхнего продукта и

определяемой содержанием нефти в подаваемой в гидроциклон воде или разделением потока в соответствии с заявленными требованиями.

Гидроциклоны работают с максимальным коэффициентом полезного действия (КПД) в диапазоне между минимальной и максимальной скоростями потока. Обратное давление в трубе для выпуска чистой воды должно составлять примерно половину от давления на входе, чтобы обеспечить выход из верхнего продукта нефтяной составляющей. Постоянное отношение между разницей в давлениях на входе и в верхнем продукте и разницей на входе и в нижнем продукте соответствует постоянному коэффициенту сепарации.

Существует понятие коэффициента отвода. Для гидроциклона он должен поддерживаться не ниже определенного значения, исчисляемого в процентах от объема очищаемой воды. Обычно коэффициент отвода находится на уровне 1,5 – 2,5%. Гидроциклон следует эксплуатировать при постоянном значении коэффициента отвода нефти. Слишком низкий коэффициент отвода может вызвать снижение эффективности выделения нефти. Слишком высокий коэффициент отвода может создать ненужную дополнительную нагрузку на сточную систему.

В рамках выполнения данной магистерской диссертации наибольший интерес представляет процесс трехфазной сепарации скважинной продукции, поэтому детально будет рассмотрена подсистема УПН включающая сепаратор ВД, сепаратор СД и гидроциклон.

3.5 Описание процессов разделения смесей в сепараторах и гидроциклонах

3.5.1 Особенности работы эксплуатационного сепаратора ВД

Добываемая скважинная продукция представляет собой трёхфазную смесь нефти, воды и газа. Скважинная продукция попадает на первоначальном этапе в эксплуатационный сепаратор ВД, часть скважинной продукции через гребенку может направляться в испытательный сепаратор для определения производительности конкретной скважины. Сепаратор ВД представляет собой сепаратор горизонтального типа. При нахождении в сепараторе ВД из пластовой

жидкости отделяется часть газа. При поступлении в сепаратор скважинный поток ударяется о входную перегородку, что приводит к тому, что импульс потока резко снижается. Именно в этот момент происходит первичное разделение газа и жидкости. Уносимые газом крупные капли жидкости падают под действием силы тяжести. Жидкость отстаивается в секции сбора жидкости в течение определенного времени, необходимого для того, чтобы пузырьки газа, увлеченные жидкостью, успели вырваться на поверхность и присоединиться к основному объему газа. Уровень жидкости в сепараторе измеряется при помощи датчика уровня, при превышении заданного уровня жидкости происходит открытие выпускного клапана сепаратора и жидкость поступает на следующую ступень сепарации.

После удара о перегородку газ продолжает движение горизонтально по секции вторичной сепарации (над жидкостью), в течение этого движения более легкие капли жидкости, которые остались в газе после прохождения перегородки, падают под воздействием силы тяжести вниз, к остальной жидкости. Принципиальная упрощенная схема горизонтального сепаратора ВД представлена на рисунке 4.

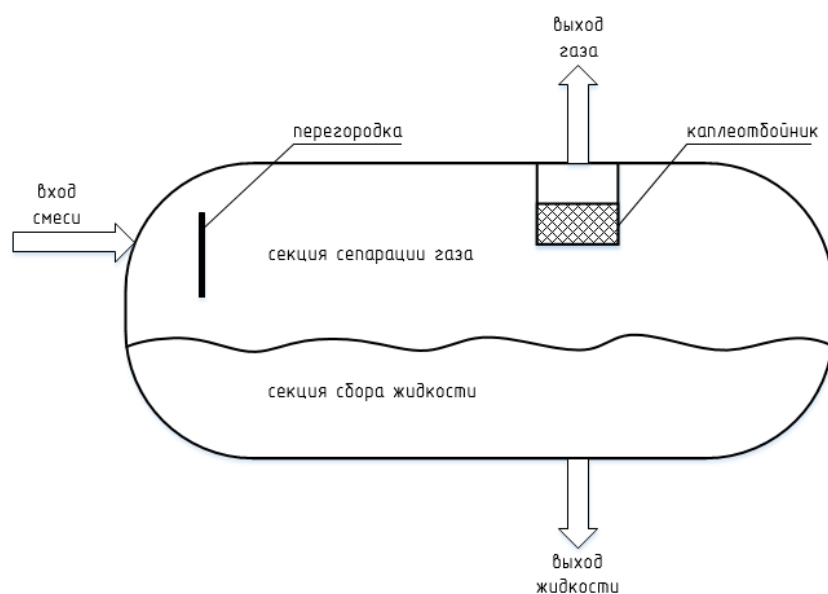


Рисунок 4 – Принципиальная схема. Сепаратор ВД

Однако некоторые капли имеют настолько маленький диаметр, что не поддаются действию силы тяжести и продолжают движение с газом по секции

сепарации. Для отделения настолько маленьких капель жидкости в сепараторе предусмотрен каплеотбойник, насадки которого улавливают мелкие капли жидкости, эти капли жидкости сливаются в более крупные капли и падают в нижнюю секцию сбора жидкости.

В сепараторе ВД предусмотрено и регулирование давления: датчик давления измеряет давление в емкости, и в случае отклонения давления от установленного значения происходит открытие клапана на выходе газа из сепаратора, требуемое давление в емкости поддерживается путем управления расходом потока газа.

Обычно горизонтальные сепараторы эксплуатируются с уровнем жидкости в емкости составляющим 50 % высоты сепаратора, что обеспечивает максимальную площадь поверхности раздела фаз [1].

3.5.2 Особенности работы эксплуатационного сепаратора СД

После отделения части газа в сепараторе ВД жидкость поступает в гравитационный сепаратор СД. Сепаратор СД является трёхфазным сепаратором, предназначенным для разделения несмешивающихся фаз: нефть, вода и газ. Модель механизма сепарации в горизонтальном трёхфазном сепараторе представлена на рисунке 5 [1].

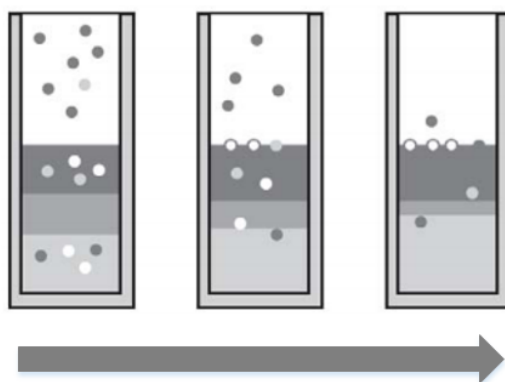


Рисунок 5 – Модель механизма разделения фаз в горизонтальном трёхфазном сепараторе

Процесс трёхфазной сепарации отличается от процесса двухфазной сепарации образованием между слоями нефти и воды дисперсной зоны, состоящей из капелек одной фазы очень маленького размера. Эта зона занимает

промежуточное положение между чисто нефтяной и чисто водяной фазами, что можно наблюдать в первом цилиндре. Дисперсная зона отличается нестабильностью, и с течением времени происходит слияние капелек жидкости в непрерывную фазу, капли воды осаждаются, а капли нефти поднимаются вверх, что отражается во втором цилиндре представленной модели. Дисперсная зона постепенно уменьшается, что приводит в итоге к разделению фаз в системе нефть – вода, что можно наблюдать в третьем цилиндре модели. Пузырьки газа находятся и в водяной, и в нефтяной фазе, они отделяются, поднимаясь вверх.

Таким образом, при трёхфазной сепарации одновременно имеют место следующие процессы [1]:

- пузырьки газа из слоев воды и нефти поднимаются вверх;
- капли воды осаждаются;
- капли нефти поднимаются;
- в дисперсной зоне происходит слияние капель.

Практически полное разделение нефти, воды, газа происходит через достаточно долгий период времени. Тогда наступает состояние термодинамического равновесия. На рисунке 6 представлено принципиальное упрощенное устройство трёхфазного сепаратора. На рисунке 6 можно увидеть, что эмульсия, подаваемая на вход сепаратора, разделяется на три составляющие ее фазы: нефть, воду и газ.

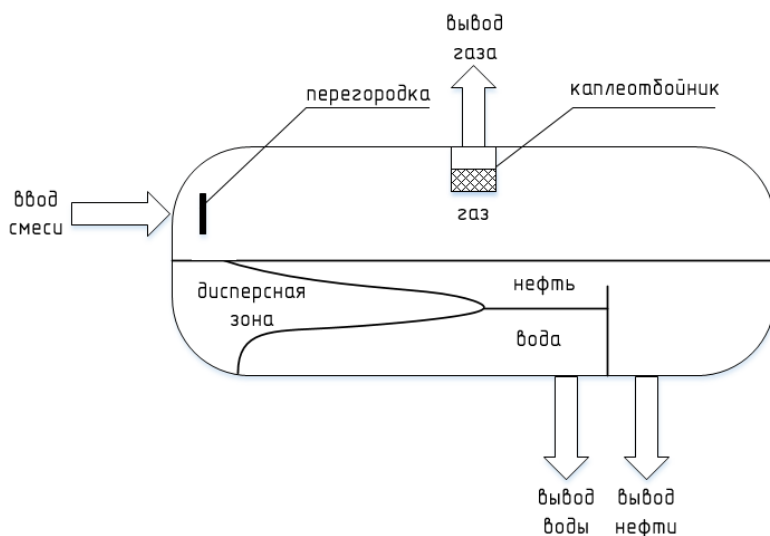


Рисунок 6 – Принципиальная схема. Сепаратор СД

3.5.3 Особенности работы гидроциклона

Гидроциклоны нашли применение во многих отраслях промышленности и показывают хорошие результаты. К достоинствам гидроциклона можно отнести:

- небольшие размеры;
- эффективность работы;
- несложная конструкция.

Но примечательно то, что в устройстве такой несложной конструкции, как гидроциклон, протекает достаточно сложный гидродинамический процесс. Для гидроциклона характерно то, что режим течения жидкости в нем имеет турбулентный характер [2]. Турбулентный – беспорядочный, вихревой, характеризующийся неупорядоченным, хаотическим движением частиц, потоков жидкости или газа по сложным траекториям, в результате которого происходит сильное перемешивание между слоями [24].

Стоит отметить, что под действием центробежных сил разделение происходит не только в гидроциклонах, но и в центрифугах, некоторых видах сепараторов, но центрифуги и сепараторы сильно отличаются от гидроциклона по своей конструкции. Также необходимо отличать гидроциклоны от циклонов, последние осуществляют очистку газов и улавливание частиц пыли.

При поступлении через входной патрубок в гидроциклон разделяемой смеси водяной и нефтяной фаз происходит следующее: смесь приобретает круговое движение, возникают центробежные силы значительной величины, они во много раз превышают силу тяжести, под действием этих сил более тяжелая фаза смеси (вода) движется от центральной оси гидроциклона к его стенкам, траектория движения воды имеет спиральный характер, далее вода выбрасывается из гидроциклона через нижний выход. Более легкая фаза (нефть) движется внутри спирального потока, который направлен вверх, и выбрасывается через верхний выходной патрубок гидроциклона [25].

Принципиальная упрощенная схема гидроциклона представлена на рисунке 7.

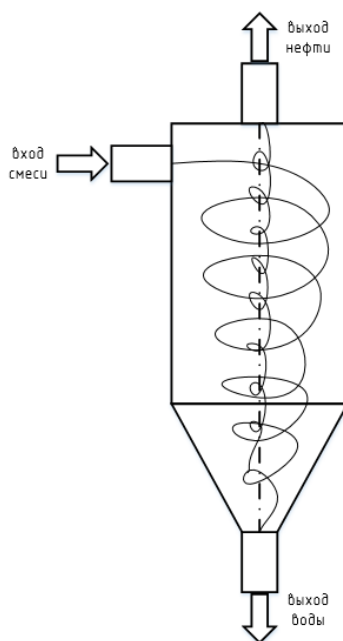


Рисунок 7 – Принципиальная схема. Гидроциклон

В процессе работы гидроциклона образуются три основные области, характеризующиеся различными структурами потока: внутренняя область, внешняя область, пристенная область. Внутренняя область представляет собой цилиндрический вихрь вдоль оси с воздушным столбом внутри. Наличие воздушного столба зависит от того, какое давление на входе. При нормальном рабочем давлении можно увидеть воздушный столб, образовавшийся по всей высоте гидроциклона: от нижнего сливного отверстия до верхнего. Воздушный столб исчезнет или будет очень маленьким в высоту при понижении давления. Если же давление будет слишком высоким, то произойдет выливание жидкости через нижнее сливное отверстие, а воздушный столб будет увеличиваться по высоте. Также на образование воздушного столба влияет состояние выходов гидроциклонов, открыты они или закрыты, и на сколько. Между внутренней и внешней областями образуется кольцевой вихрь [26], в котором жидкость движется одновременно в оба направления. Наряду с основными нисходящими и восходящими потоками в гидроциклонах наблюдаются многочисленные местные циркуляции и турбулентное перемешивание. Все это определяет

сложность гидродинамических процессов и оказывает влияние на разделение дисперсных смесей в гидроциклонах [3].

3.6 Математическое описание гидроциклона

Существуют различные подходы к математическому описанию гидроциклона и есть множество работ, посвященных описанию гидродинамики гидроциклона, в рамках магистерской диссертации были рассмотрены работы [2,6,7].

В работе [2] гидравлический расчет гидроциклона сводится к расчету перепада давления между входом и выходом жидкости.

Перепад давления Δp зависит от критерия Рейнольдса во входном патрубке $Re_{вх}$, производительности гидроциклона по начальной суспензии $Q_{вх}$ и по очищенной массе $Q_{оч}$, от высоты гидроциклона L , его диаметра D_{hc} , диаметра входного патрубка $d_{пит}$ и диаметра патрубка для очищенной массы $d_{сл}$. Кроме того, на величину Δp влияет режим работы гидроциклона, а именно наличие воздушного столба. Следовательно, гидравлическое сопротивление гидроциклона рассчитывается в зависимости от режима работы гидроциклона:

- 1) для гидроциклона без воздушного столба:

$$\Delta p = Eu \rho_{ж} u_{вх}^2; \quad (1)$$

- 2) для гидроциклона с воздушным столбом:

$$\Delta p = 0,5 Eu \rho_{ж} u_{вх}^2; \quad (2)$$

где $\rho_{ж}$ – плотность жидкости на входе в гидроциклон;

Eu – критерий Эйлера, который находится из эмпирического уравнения (3):

$$Eu = 1 + \varepsilon \gamma \left(\frac{d_{пит}}{d_{сл}} \right)^n \left(\frac{D_{hc}}{L} \right)^{0,7} \left(\frac{Q_{оч}}{Q_{вх}} \right)^{0,8} A, \quad (3)$$

где ε – коэффициент, учитывающий шероховатость стенок;

γ и n – постоянные, зависящие от размеров элементов гидроциклона;

A – величина, зависящая от критерия $Re_{вх}$.

Для гидроциклона оптимальной конструкции, то есть для такого гидроциклона, который имеет геометрические соотношения:

$$\frac{L}{D} = 5; \frac{d_{\text{пит}}}{D} = 0,28; \frac{d_{\text{сл}}}{D} = 0,34, \quad (4)$$

формула примет вид:

$$Eu = 1 + 3,5A\varepsilon \left(\frac{Q_{\text{оч}}}{Q_{\text{вх}}} \right)^{0,8}. \quad (5)$$

Критерий Рейнольдса находится по выражению:

$$Re_{\text{вх}} = \frac{d_{\text{пит}} u_{\text{вх}} \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}}, \quad (6)$$

где $u_{\text{вх}}$ – скорость суспензии во входном патрубке, м/с ($u_{\text{вх}} = 4Q_{\text{вх}}/\pi d_{\text{пит}}$).

Критерий Рейнольдса для гидроциклона оптимальной конструкции:

$$Re_{\text{вх}} = 6,5 \frac{d_{\text{ч}}^2 (\rho_{\text{п}} - \rho_{\text{ж}}) \Delta p}{\mu_{\text{ж}}^2}. \quad (7)$$

где $d_{\text{ч}}$ – диаметр частицы;

$\rho_{\text{т}}$ – плотность примеси.

В учебнике [2] приведены графики зависимостей, рекомендованные для использования при производстве гидравлического расчета гидроциклона.

Для теоретического описания процесса центробежной сепарации при вращающемся потоке достаточно вязкой жидкости может быть использована система уравнений, включающая уравнения Навье-Стокса и уравнение неразрывности потока, использование такой системы уравнений более подробно описано в работе [6]. Уравнения Навье-Стокса представляют собой систему дифференциальных уравнений в частных производных и описывают движение вязкой ньютоновской жидкости. Эти уравнения являются одними из наиболее важных в гидродинамике и применяются в математическом моделировании [27]. Уравнение же неразрывности потока отражает закон сохранения массы: количество втекающей жидкости равно количеству вытекающей. Эти уравнения объединяются в систему уравнений (8), и, записанные в цилиндрических координатах, имеют вид:

$$\begin{aligned}
& \frac{\partial v_r}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} + v_\phi \frac{\partial v_r}{r \partial \phi} + v_z \frac{\partial v_r}{\partial z} - \frac{v_\phi^2}{r} = \\
& = -\frac{\partial p}{\rho \partial r} + \frac{\mu}{\rho} \left(\frac{\partial^2 v_r}{\partial r^2} + \frac{\partial^2 v_r}{r^2 \partial \phi^2} + \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} + \frac{\partial v_r}{r \partial r} - \frac{v_r}{r^2} - \frac{2v_\phi}{r^2 \partial \phi} \right), \\
& \frac{\partial v_\phi}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_\phi}{\partial r} + v_\phi \frac{\partial v_\phi}{r \partial \phi} + v_z \frac{\partial v_\phi}{\partial z} - \frac{v_\phi v_r}{r} = \\
& = -\frac{\partial p}{\rho \partial \phi} + \frac{\mu}{\rho} \left(\frac{\partial^2 v_\phi}{\partial r^2} + \frac{\partial^2 v_\phi}{r^2 \partial \phi^2} + \frac{\partial^2 v_\phi}{\partial z^2} + \frac{\partial v_\phi}{r \partial r} - \frac{v_\phi}{r^2} - \frac{2v_r}{r^2 \partial \phi} \right), \\
& \frac{\partial v_z}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_z}{\partial r} + v_\phi \frac{\partial v_z}{r \partial \phi} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} = -\frac{\partial p}{\rho \partial z} + \frac{\mu}{\rho} \left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial r^2} + \frac{\partial^2 v_z}{r^2 \partial \phi^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} + \frac{\partial v_z}{r \partial r} \right), \\
& \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{\partial v_\phi}{r \partial \phi} + \frac{\partial v_z}{\partial z} + \frac{v_r}{r} = 0.
\end{aligned} \tag{8}$$

В теоретическом описании движение потока жидкости в гидроциклоне рассматривается как трехмерное, характеризующееся наличием радиальной v_r , осевой v_z и окружной v_ϕ составляющих скорости.

Для установившегося движения будет справедливо следующее уравнение:

$$\frac{\partial v}{\partial t} = 0. \tag{9}$$

Система уравнений, приведенная выше, имеет следующее решение в общей форме:

$$v_\phi = f_\phi(V, r, z, \phi), v_r = f_r(V, r, z), v_z = f_z(V, r, z), \tag{10}$$

где V – расход жидкости;

r, z, ϕ – координаты рассматриваемой точки.

В работе [7] представлен вывод интегральных уравнений (11) и (12), которые позволяют математически моделировать движение реальной и идеальной жидкостей соответственно в рабочей зоне гидроциклона.

$$\int_{f_1} \rho r W_\phi W_z df - \int_{f_2} \rho r W_\phi W_z df = M_1 + M_2 + M_3, \tag{11}$$

$$M_1 = - \int_{f_1} r P_\phi df; M_2 = - \int_{f_2} r P_\phi df; M_3 = - \int_{f_3} r P_\phi df. \tag{12}$$

где M_1, M_2 – момент сил внутреннего трения между слоями жидкости в сечениях f_1, f_2 ;

M_3 – момент сил трения жидкости о стенку гидроциклона;

W_r, W_z, W_ϕ – радиальная, осевая и окружная составляющие скорости жидкой частицы;

ρ – плотность жидкости;

r – проекция на ось z радиус-вектора жидкой частицы относительно выбранного центра;

P_ϕ – координата в цилиндрической системе координат вектора поверхностной силы, отнесенного к единице объема;

f – поверхность гидроциклона, ограничивающая объем V ;

f_1, f_2, f_3 – составляющие поверхности.

Для идеальной жидкости $M_1 = M_2 = M_3 = 0$. Тогда получим:

$$\int_{f_1} \rho r W_\phi W_z df - \int_{f_2} \rho r W_\phi W_z df = 0, \quad (13)$$

Подробный вывод данных уравнений представлен в работе [7].

Приведенные математические описания демонстрируют то, что процессы разделения фаз, протекающие в гидроциклоне, имеют сложный характер. Приведенные математические описания были разработаны для описания поведения жидкости внутри гидроциклона, в рамках же данной магистерской диссертации было необходимо найти и описать зависимости выходных параметров (регулируемых параметров) гидроциклона от входных воздействий, для использования этой зависимости при моделировании.

3.7 Разработка модели системы управления процессами УПН

3.7.1 Модель системы регулирования уровня среды в сепараторе ВД

Моделирование системы управления процессом подготовки нефти на УПН было выполнено в пакете Simulink системы MatLab. Смоделированная система подготовки нефти включает следующие объекты: система регулирования уровня жидкости в сепараторе ВД, система регулирования уровня раздела сред в сепараторе СД и регулирования значения PDR (Pressure drop ratio) или коэффициента перепада давления в гидроциклоне.

Структурная схема системы регулирования уровня жидкости в сепараторе ВД представлена на рисунке 8.

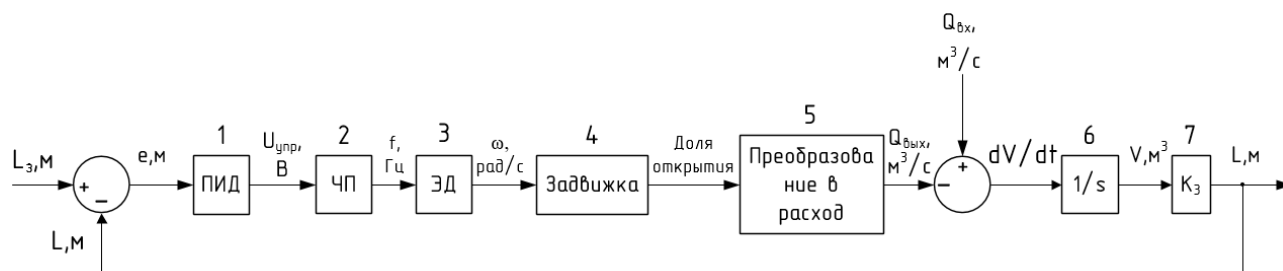


Рисунок 8 – Структурная схема системы регулирования уровня жидкости в сепараторе ВД

В представленной структурной схеме системы регулирования:

- 1) Блок 1 – ПИД-регулятор;
- 2) Блок 2 – частотный преобразователь (ЧП), описывающийся передаточной функцией аperiodического звена первого порядка, с коэффициентом передачи:

$$k_{\text{ЧП}} = \frac{(f_{\text{max}} - f_{\text{min}}) \text{ Гц}}{(U_{\text{max}} - U_{\text{min}}) \text{ В}} = \frac{50 \text{ Гц}}{10 \text{ В}} = 5 \frac{\text{Гц}}{\text{В}}, \quad (14)$$

где f_{max} – максимальное значение частоты на выходе ЧП (50 Гц);

f_{min} – минимальное значение частоты на выходе ЧП (0 Гц);

U_{max} – максимальное значение управляющего сигнала (10 В);

U_{min} – минимальное значение управляющего сигнала (0 В).

Постоянная времени частотного преобразователя определяется постоянной времени фильтра частоты и была принята равной 0,1 сек.

- 3) Блок 3 – передаточная функция электродвигателя, представляющая собой аperiodическое звено первого порядка. Пусть номинальная скорость вращения при частоте питающего напряжения 50 Гц составляет 200 рад/с, тогда коэффициент передачи определяется, как:

$$k_{\text{ЭД}} = \frac{(V_{\text{max}} - V_{\text{min}}) \text{ рад/с}}{(f_{\text{max}} - f_{\text{min}}) \text{ Гц}} = 4 \cdot \frac{\text{рад}}{\text{с} \cdot \text{Гц}}, \quad (15)$$

где V_{max} – максимальное значение скорости вращения двигателя (200 рад/с);

V_{min} – минимальное значение скорости вращения двигателя (0 рад/с);

f_{max} – максимальное значение частоты на выходе ЧП (50 Гц);

f_{min} – минимальное значение частоты на выходе ЧП (0 Гц);

Постоянная времени принята равной $T_{эд} = 0,5$ с.

4) Блок 4 – задвижка, модель которой представляет собой комбинацию блоков, представленную на рисунке 9:

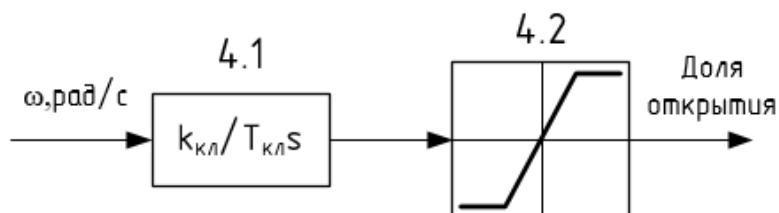


Рисунок 9 – Структурная схема задвижки (клапана)

5.1) Блок 4.1 – передаточная функция задвижки, где $k_{кл}/T_{кл} = 0,00005$ с⁻¹, такая величина обеспечивает полное открытие клапана за 4 секунды, расходная характеристика клапана принята линейной.

5.2) Блок 4.2 – ограничительное звено, которое применяется в модели, так как доля открытия клапана является числом из диапазона [0;1];

5) Блок 5 – блок преобразования доли открытия задвижки в значение расхода на выходе задвижки (соответствующий значению расхода на выходе сепаратора). Расход на выходе сепаратора можно рассчитать по следующей формуле:

$$Q_{\text{вых}}(t) = S \cdot \sqrt{2g \cdot h(t)}, \quad (16)$$

где g – ускорение свободного падения;

$h(t)$ – уровень жидкости в сепараторе;

$S = k \cdot a$ – площадь сечения оттока, a – коэффициент открытия клапана в долях, k – коэффициент пересчета доли открытия клапана в площадь сечения оттока, равный $0,04$ м², так как при диаметре проходного сечения спускного клапана $0,2$ м (200 мм) в открытом состоянии, площадь полного сечения соответствует $0,04$ м²;

Такая формула позволяет учитывать влияние давления жидкости в сепараторе на расход на выходе сепаратора, отток жидкости из сепаратора происходит под действием силы давления.

б) Блок 6 – интегратор.

Изменение объема среды в сепараторе равняется алгебраической сумме всех входящих и выходящих из него потоков. Для рассматриваемой системы этот процесс описывается уравнением:

$$\frac{d}{dt}V(t) = Q_{\text{вх}}(t) - Q_{\text{вых}}(t) - Q_{\text{выхг}}(t), \quad (17)$$

$$V(t) = \int (Q_{\text{вх}}(t) - Q_{\text{вых}}(t) - Q_{\text{выхг}}(t))dt, \quad (17.1)$$

где $V(t)$ – объем среды в сепараторе, м^3 ;

$Q_{\text{вх}}(t)$ – приток среды в сепаратор, $\text{м}^3/\text{ч}$;

$Q_{\text{вых}}(t)$ – отток жидкости из сепаратора, $\text{м}^3/\text{ч}$;

$Q_{\text{выхг}}(t)$ – отток газа из сепаратора, $\text{м}^3/\text{ч}$;

7) Блок 7 – коэффициент преобразования объема в уровень. Процесс получения зависимости уровня жидкости в сепараторе от объема представлен ниже.

С целью упрощения задачи получения зависимости уровня жидкости в сепараторе от объема было принято, что сепаратор имеет форму цилиндра, лежащего на боковой поверхности (рисунок 10).

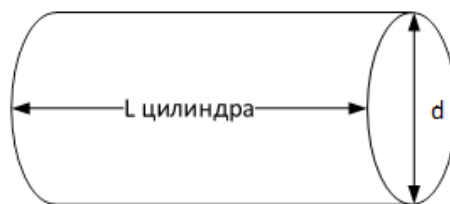


Рисунок 10 – Упрощенный вид сепаратора

Формула объема всего цилиндра – площадь основания, помноженная на высоту:

$$V = S_{\text{осн}}H = \pi R^2H. \quad (18)$$

На рисунке 11 представлена боковая сторона сепаратора, закрашенная область – это жидкость в сепараторе.

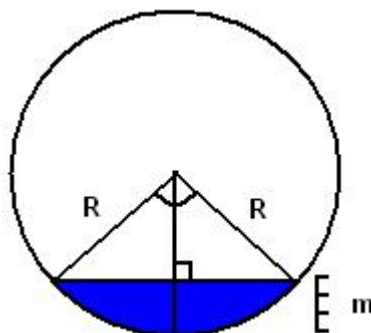


Рисунок 11 – Боковая сторона сепаратора при заполнении

Нужно найти площадь фигуры, заполненной жидкостью, и помножить на высоту цилиндра (длину сепаратора). Так можно будет найти объем, занимаемый жидкостью в цилиндре. Площадь фигуры будет равна разности площади сектора и верхнего треугольника:

$$S_x = S_{\text{сектора}} - S_{\text{треугольника}}. \quad (19)$$

Площадь сектора находится, как

$$S_{\text{сектора}} = \frac{\alpha R^2}{2}, \quad (20)$$

где α – угол дуги в радианах.

Угол дуги неизвестен. Нужно его найти следующим образом. Линия, опущенная вертикально вниз делит верхний треугольник на два прямоугольных треугольника. Гипотенуза этих треугольников равна R , а катет, прилежащий к верхнему углу, равен $(R-m)$, таким образом:

$$\cos\left(\frac{\alpha}{2}\right) = \frac{R-m}{R}, \quad (21)$$

$$\alpha = 2 \arccos \frac{R-m}{R}. \quad (21.1)$$

Верхний треугольник равнобедренный, бедра равны R , а основание неизвестно. Оно равно удвоенному противолежащему катету одного из прямоугольных треугольников, составляющих равнобедренный. Катет, согласно теореме Пифагора, равен:

$$\sqrt{R^2 - (R - m)^2}. \quad (22)$$

Зная все стороны треугольника, можно найти его площадь по формуле Герона:

$$S = \sqrt{p(p - a)(p - b)(p - c)}, \quad (23)$$

$$p = \frac{a + b + c}{2}. \quad (24)$$

Таким образом, получены площади сектора и треугольника, после вычитания площади треугольника из площади сектора, домножения на длину цилиндра, можно получить результат – объем жидкости в цилиндре по известному уровню.

Параметры моделируемого сепаратора приняты следующими: длина = 4 м, диаметр = 3,048 м. Такой сепаратор будет иметь объем равный 29,172 м³. В программе MS Excel была использована полученная формула и построена зависимость уровня жидкости от объема жидкости. Эта зависимость является нелинейной и представлена на рисунке 12.

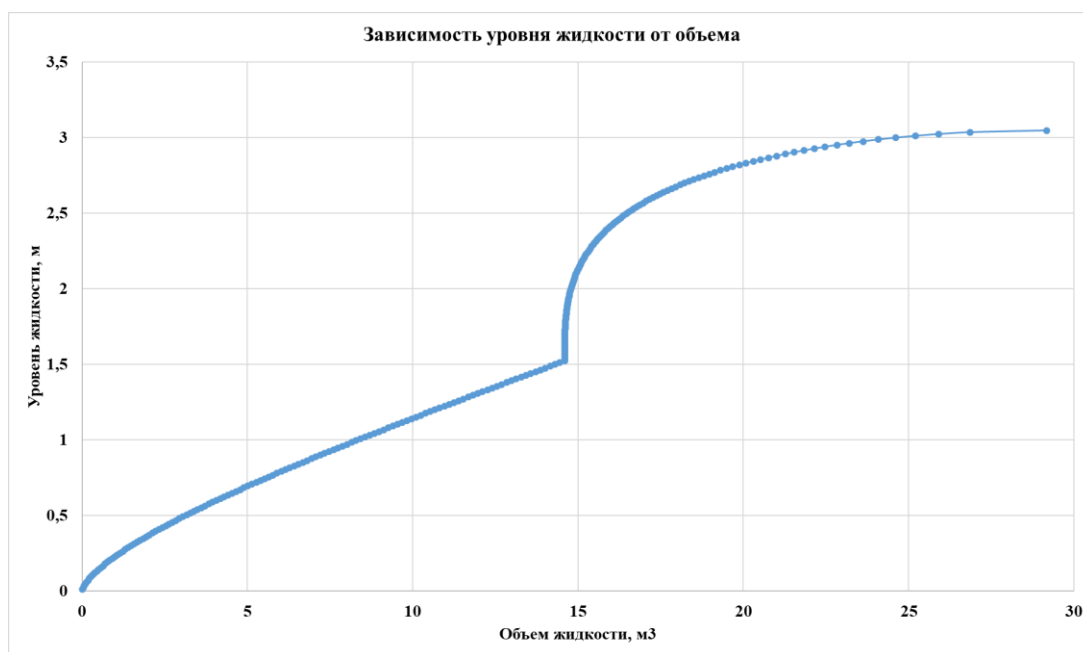


Рисунок 12 – Зависимость уровня жидкости от объема

Данная зависимость может быть аппроксимирована для получения линейной зависимости. Аппроксимация может быть произведена средствами MS Excel или же по достаточно простой формуле нахождения тангенса угла наклона

прямой к оси ОХ. Линейно аппроксимированная зависимость представлена на рисунке 13.

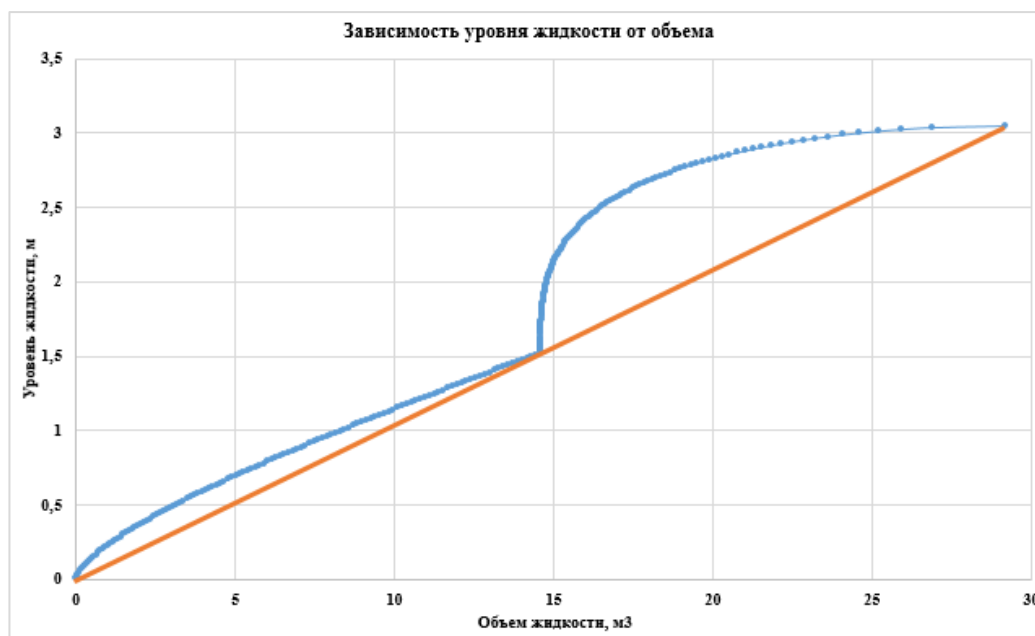


Рисунок 13 – Аппроксимированная линейная зависимость
Тангенс угла наклона прямой к оси ОХ находится по формуле:

$$tg\gamma = \frac{3,048}{29,172} = 0,104. \quad (25)$$

Тогда линейная зависимость будет иметь вид:

$$L(V) = 0,104V. \quad (26)$$

Аппроксимация получилась достаточно грубой, но соблюдены предельные границы сепаратора, что является важным фактором.

Разработанная система регулирования позволяет регулировать уровень жидкости в сепараторе ВД путем открытия или закрытия задвижки на выходе сепаратора ВД. Система представлена в Приложении В (верхний контур регулирования). С помощью датчика уровня измеряется текущий уровень жидкости в сепараторе и сравнивается с заданием L_3 . Заданное значение уровня, в соответствии с источником [1] рекомендуется принять равным 50% от высоты сепаратора, что обеспечивает максимальную площадь поверхности раздела фаз, поэтому $L_3=1,524$ м.

В модели учитывается отвод газа. Для упрощения задачи считается, что отвод газа – величина постоянная. На «плюс» сумматора потоков подается $Q_{вх}$

(значение расхода входного потока), на «минус» подается величина расхода газа на выходе. Эти величины приняты постоянными и равными 100 м³/час и 20 м³/час соответственно.

Таким образом, в данном пункте работы были описаны все блоки, входящие в структурную схему системы регулирования уровня жидкости в сепараторе ВД, данная схема была реализована в пакете Simulink системы Matlab (Приложение В, верхний контур).

3.7.2 Модель системы регулирования для сепаратора СД и гидроциклона

Гидроциклон является элементом с достаточно сложным математическим описанием, так как процессы, протекающие в гидроциклоне при разделении фаз, носят сложный турбулентный характер. Поэтому возникают сложности при попытке сформировать передаточную функцию гидроциклона. Для решения этой задачи был изучен ряд работ [2,6,7,8]. В результате чего было принято решение использовать ММО-модель системы «сепаратор – гидроциклон» [8]. Принципиальная схема трубной обвязки и КИПиА (контрольно-измерительных приборов и автоматики) системы «сепаратор – гидроциклон» представлена на рисунке 14.

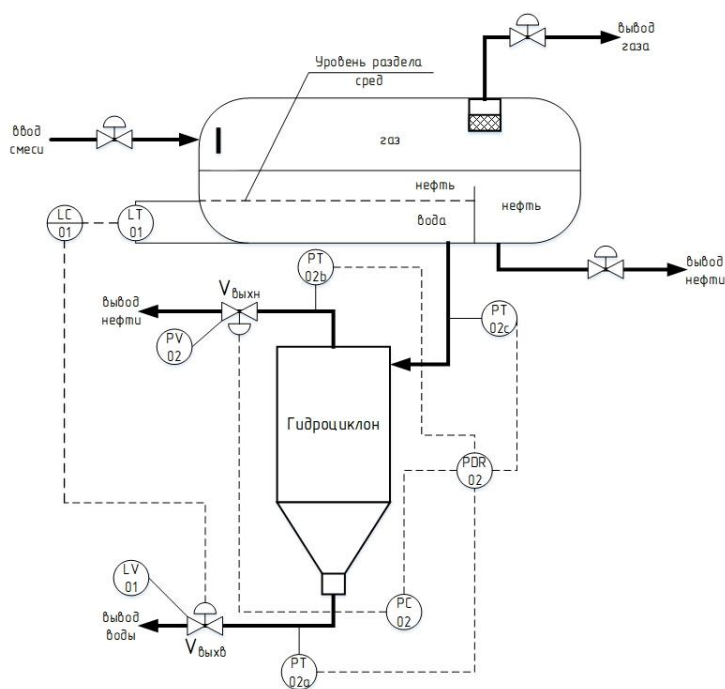


Рисунок 14 – Принципиальная схема трубной обвязки и КИПиА

Жидкость из сепаратора ВД поступает в сепаратор СД, а с сепаратора СД в гидроциклон поступает вода с неотсепарированными частицами нефти. В представленной схеме предполагается регулирование при помощи двух ПИД-регуляторов, один из которых будет регулировать уровень раздела сред нефть-вода в трехфазном сепараторе СД, а второй будет регулировать значение коэффициента перепада давления (PDR) в гидроциклоне. Коэффициент перепада давления в гидроциклоне может быть найден по формуле:

$$PDR = \frac{P_{ВХ} - P_{ВЫХН}}{P_{ВХ} - P_{ВЫХВ}}, \quad (27)$$

где $P_{ВХ}$ – давление воды на входе гидроциклона;

$P_{ВЫХН}$ – давление нефти на выходе гидроциклона;

$P_{ВЫХВ}$ – давление воды на выходе гидроциклона.

Исполнительным механизмом для регулирования уровня раздела сред в сепараторе будет служить задвижка на выходе воды из гидроциклона $V_{ВЫХВ}$, а для регулирования значения PDR будет использоваться задвижка на выходе нефти из гидроциклона $V_{ВЫХН}$. Площадь проходного сечения задвижки на выходе воды из гидроциклона больше, чем площадь проходного сечения задвижки на выходе нефти из гидроциклона.

Гидроциклон работает с наибольшей производительностью, если значение PDR поддерживается на уровне 1,5 – 3,0 [28]. В качестве установленного значения (задания) PDR было принято значение 1,8.

ММО-модель системы описывается следующими матричными уравнениями в пространстве состояний, более подробное обоснование модели представлено в работе [8]:

$$\begin{bmatrix} \dot{l}(t) \\ \dot{x}_{V_u}(t) \\ \dot{x}_{V_o}(t) \\ \dot{x}_{V_o}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & a_{22} & a_{23} & 0 & 0 \\ 0 & a_{32} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & a_{44} & a_{45} \\ 0 & 0 & 0 & a_{54} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} l(t) \\ x_{V_u}(t) \\ x_{V_o}(t) \\ x_{V_o}(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} b_{11} & 0 \\ b_{21} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & b_{42} \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} V_u(t) \\ V_o(t) \end{bmatrix}, \quad (28)$$

$$\begin{bmatrix} y_l(t) \\ y_{PDR}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} c_{11} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & c_{23} & 0 & c_{25} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} l(t) \\ x_{V_u}(t) \\ \dot{x}_{V_u}(t) \\ x_{V_o}(t) \\ \dot{x}_{V_o}(t) \end{bmatrix}.$$

В представленной системе уравнений управляющие величины: $V_u(t)$ – $V_{выхв}(t)$ процент открытия задвижки на выходе воды (underflow – нижний вывод гидроциклона), $V_o(t) - V_{выхн}(t)$ процент открытия задвижки на выходе нефти (overflow – верхний вывод гидроциклона); переменные состояния: $l(t)$ – уровень раздела фаз в сепараторе, $x_{V_u}(t), x_{V_o}(t)$ – внутренние переменные системы, зависящие от степени открытия задвижек; выходные величины: $y_l(t), y_{PDR}(t)$ – уровень раздела фаз и коэффициент перепада давления в гидроциклоне. В таблице 1 представлены численные значения матричных коэффициентов. В работе [8] представлен анализ достоверности представленной модели.

Таблица 1 – Численные значения матричных коэффициентов модели

A	B	C
$a_{11} = -1,23 \cdot 10^{-5}$	$b_{11} = -14 \cdot 10^{-4}$	$c_{11} = 1$
$a_{22} = -0,97$	$b_{21} = -1$	$c_{23} = 2,72$
$a_{23} = -0,76$	$b_{42} = 1$	$c_{25} = 1,69$
$a_{32} = 1$		
$a_{44} = -0,93$		
$a_{45} = -0,65$		
$a_{54} = 1$		

Для того, чтобы наглядно представить взаимосвязи элементов представленной модели и понять пути их взаимодействия по модели был составлен деграф или автоматная модель системы, которая представлена на рисунке 15. Деграф системы – это ориентированный граф связей между входами, состояниями и выходами системы.

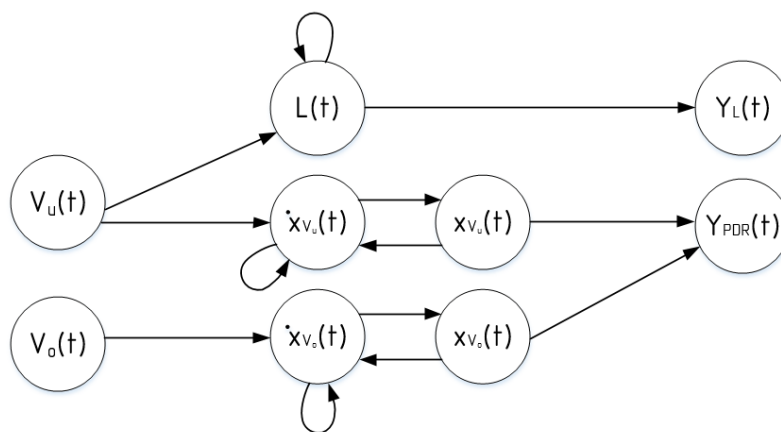


Рисунок 15 –Автоматная модель системы или деграф

Предложенная модель системы сепаратор-гидроциклон является многопараметрической системой, это МИМО-модель.

Управляющими воздействиями являются доли открытия клапанов на выходах гидроциклона в процентах. Таким образом, для регулирования значения уровня раздела сред в сепараторе СД и коэффициента перепада давления необходимо использовать задвижки на выходах нефти и воды. Контур регулирования имеют структуру, представленную на рисунке 16.

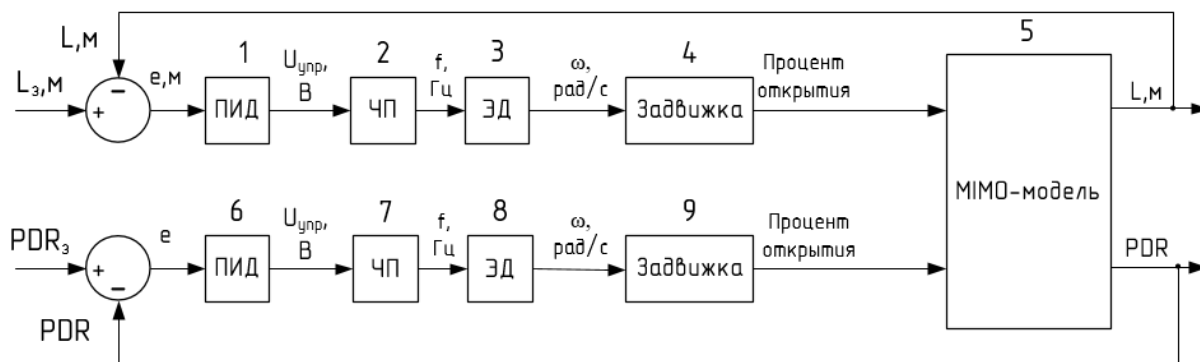


Рисунок 16 – Система регулирования уровня и PDR

В рамках магистерской диссертации предполагается разработка модели APC-системы управления процессом подготовки нефти, было решено использовать одну из стратегий APC-управления – MPC-регулирование – для регулирования значения уровня и значения PDR. Система регулирования с MPC-регулятором представлена на рисунке 17.

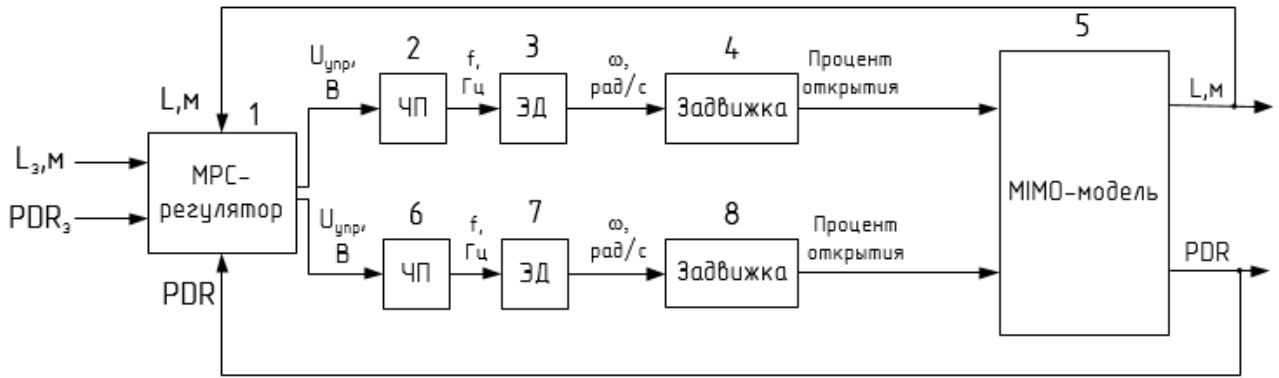


Рисунок 17 – APC-система регулирования уровня и PDR

В представленной системе регулирования присутствуют два контура: один – для регулирования значения уровня раздела сред нефть-вода, второй – для регулирования значения коэффициента перепада давления. Принимается, что сепаратор СД имеет те же размеры, что и сепаратор ВД. Заданным значением уровня раздела сред нефть – вода (L_3) в сепараторе СД, является величина 1,372 м. Заданным значением PDR является величина 1,8

Блоки системы регулирования, представленной на рисунке 16, подробнее описаны ниже:

- 1) Блок 1 – ПИД-регулятор;
- 2) Блок 2 – частотный преобразователь (ЧП), описывающийся передаточной функцией апериодического звена первого порядка, с коэффициентом передачи:

$$k_{\text{ЧП}} = \frac{(f_{\text{max}} - f_{\text{min}}) \text{ Гц}}{(U_{\text{max}} - U_{\text{min}}) \text{ В}} = \frac{50 \text{ Гц}}{10 \text{ В}} = 5 \frac{\text{Гц}}{\text{В}}, \quad (29)$$

где f_{max} – максимальное значение частоты на выходе ЧП (50 Гц);

f_{min} – минимальное значение частоты на выходе ЧП (0 Гц);

U_{max} – максимальное значение управляющего сигнала (10 В);

U_{min} – минимальное значение управляющего сигнала (0 В).

Постоянная времени частотного преобразователя определяется постоянной времени фильтра частоты и была принята равной 0,1 сек.

- 3) Блок 3 – передаточная функция электродвигателя, представляющая собой апериодическое звено первого порядка. Пусть номинальная скорость

вращения при частоте питающего напряжения 50 Гц составляет 200 рад/с, тогда коэффициент передачи определяется, как:

$$k_{ЭД} = \frac{(V_{max} - V_{min})\text{рад/с}}{(f_{max} - f_{min})\text{Гц}} = 4 \cdot \frac{\text{рад}}{\text{с} \cdot \text{Гц}}, \quad (30)$$

где V_{max} – максимальное значение скорости вращения двигателя (200 рад/с);

V_{min} – минимальное значение скорости вращения двигателя (0 рад/с);

f_{max} – максимальное значение частоты на выходе ЧП (50 Гц);

f_{min} – минимальное значение частоты на выходе ЧП (0 Гц);

Постоянная времени принята равной $T_{ЭД} = 0,5$ с.

4) Блок 4 – задвижка, модель которой представляет собой комбинацию блоков, представленную на рисунке 18:

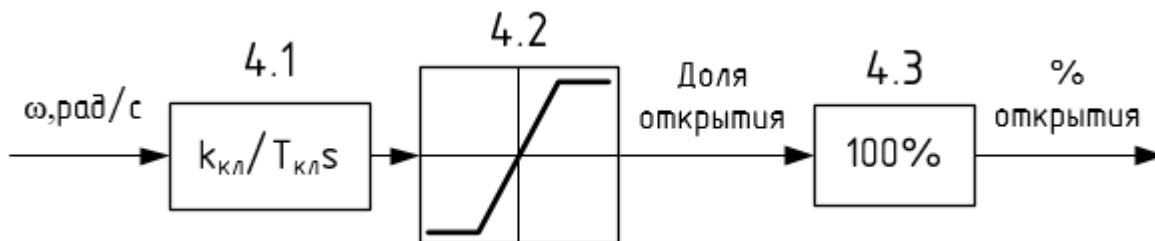


Рисунок 18 – Структурная схема задвижки (клапана)

5.1) Блок 4.1 – передаточная функция задвижки, где $k_{кл}/T_{кл} = 0,00005 \text{ с}^{-1}$, такая величина обеспечивает полное открытие клапана за 4 секунды;

5.2) Блок 4.2 – ограничительное звено, применяется в модели, так как доля открытия клапана является числом из диапазона [0;1];

5.3) Блок 4.3 – преобразование доли открытия в процент открытия;

5) Блок 5 – ММО-система, представленная моделью в пространстве состояний, описанной выше в системе уравнений (28).

6) Блок 6 – ПИД-регулятор;

7) Блок 7 – передаточная функция ЧП, блок аналогичен блоку 2.

8) Блок 8 – передаточная функция электродвигателя, блок аналогичен блоку 3.

9) Блок 9 – задвижка. Блок аналогичен блоку 4.

Блок-схема, представленная на рисунке 17 отличается лишь тем, что вместо двух ПИД-регуляторов использован один MPC-регулятор (блок 1).

Таким образом, были получены модели сепаратора ВД, сепаратора СД и гидроциклона для дальнейшего исследования. Полученные модели позволят создать модель системы управления процессом подготовки нефти, включающую гидроциклон и два сепаратора: сепаратор ВД и сепаратор СД.

3.8 Описание динамики САР при различных стратегиях управления

3.8.1 Классическое ПИД-регулирование

На основании приведенных в предыдущем разделе блок-схем были разработаны модели системы регулирования в пакете Simulink среды MatLab. Для того, чтобы было возможным сделать вывод о качестве усовершенствованного управления необходимо было сравнить систему усовершенствованного управления с системой классического управления. Под классическим управлением подразумевается применение ПИД-регулирования в контурах регулирования уровней и PDR. Разработанная система управления процессом подготовки нефти на УПН с классическим регулированием представлена в приложении В. Представленная схема включает три контура регулирования:

- 1) первый контур (сверху) – контур регулирования уровня жидкости в сепараторе ВД;
- 2) второй – контур регулирования уровня раздела сред в сепараторе СД;
- 3) третий – контур регулирования PDR в гидроциклоне.

В представленной в приложении В схеме во всех контурах регулирования был применен классический ПИД-регулятор, настройка которого производилась методом CHR, или модифицированным методом Циглера-Никольса, после настройки коэффициенты корректировались экспериментальным путем. Примечательно то, что пришлось использовать достаточно большое значение дифференцирующей составляющей регулятора в верхнем контуре (первый контур регулирования) регулирования уровня в сепараторе ВД, график с переходными процессами при различных вариантах настройки ПИД-регулятора

приведен на рисунке 19. В таблице 2 представлены коэффициенты различно настроенных ПИД-регуляторов.

Таблица 2 – Коэффициенты при разных вариантах настройки ПИД-регулятора

Коеф-т регулятора \ Вариант настройки	Вариант 1	Вариант 2	Вариант 3	Вариант 4	Вариант 5
K_p	0,5	0,5	0,5	0,1	0,067
K_i	0	1	0	0	0
K_d	0	0	50	50	100

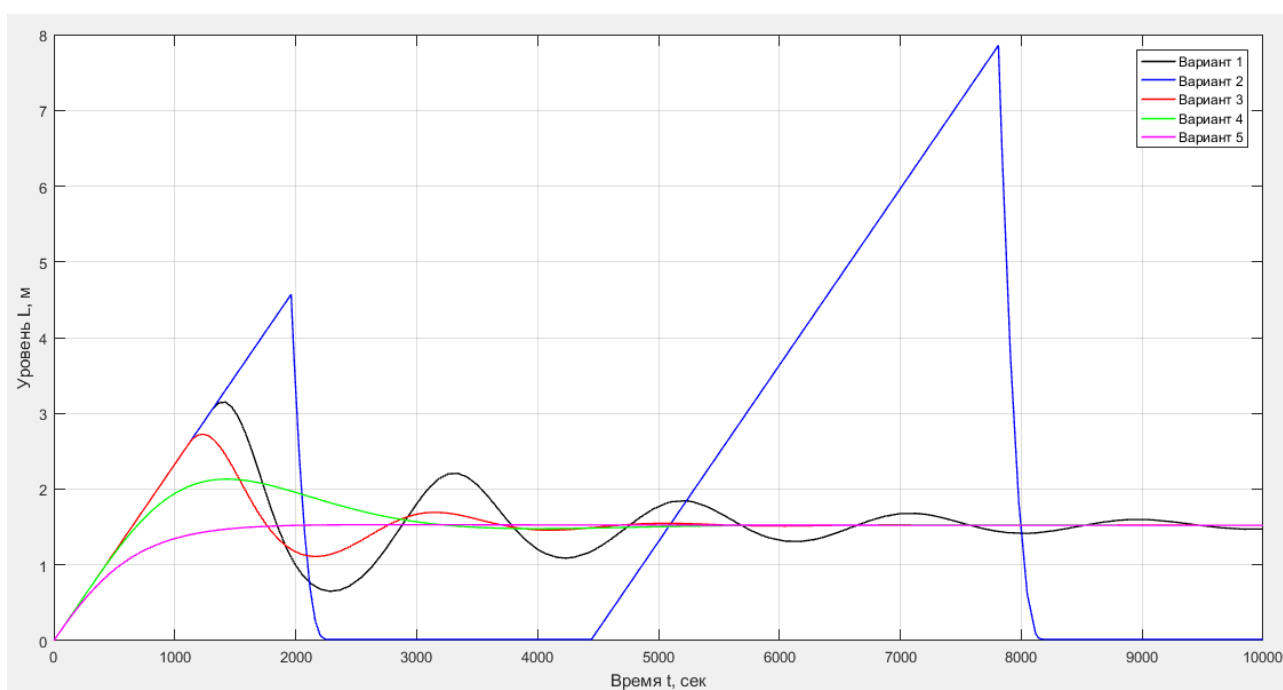


Рисунок 19 – Переходные характеристики при различных вариантах настройки ПИД-регулятора верхнего контура регулирования

Графики анализировались по прямым показателям качества переходного процесса, которые можно вычислить непосредственно по переходной характеристике. В качестве времени регулирования было взято время, через которое процесс вошел в зону пятипроцентного отклонения от установившейся величины.

Перерегулирование рассчитывается по формуле (31):

$$\sigma = \frac{y_{max} - y_{уст}}{y_{уст}} \cdot 100\%, \quad (31)$$

где U_{max} – значение, соответствующее максимальному отклонению переходной характеристики от установившегося значения;

$U_{уст}$ – установившееся значение величины.

Проанализировав графики, можно сделать вывод, что при использовании ПИД-регулятора с вариантом настройки 5 стало возможным улучшить прямые показатели качества переходного процесса: устранить перерегулирование и сократить время переходного процесса.

В контурах регулирования уровня раздела сред в сепараторе СД и PDR в гидроциклоне наилучший результат (переходную характеристику) позволило получить применение П-регулятора. Полученные коэффициенты регуляторов системы сведены в таблицу 3.

Таблица 3 – Коэффициенты регуляторов контуров регулирования системы

Контур Кэф-т регулятора	Контур 1	Контур 2	Контур 3
K_P	0,067	20	20
K_I	0	0	0
K_D	100	0	0

На рисунках 20 – 22 приведены графики переходных процессов регулируемых величин (уровня жидкости, уровня раздела сред, PDR). Время (Time) эксперимента измеряется в секундах.

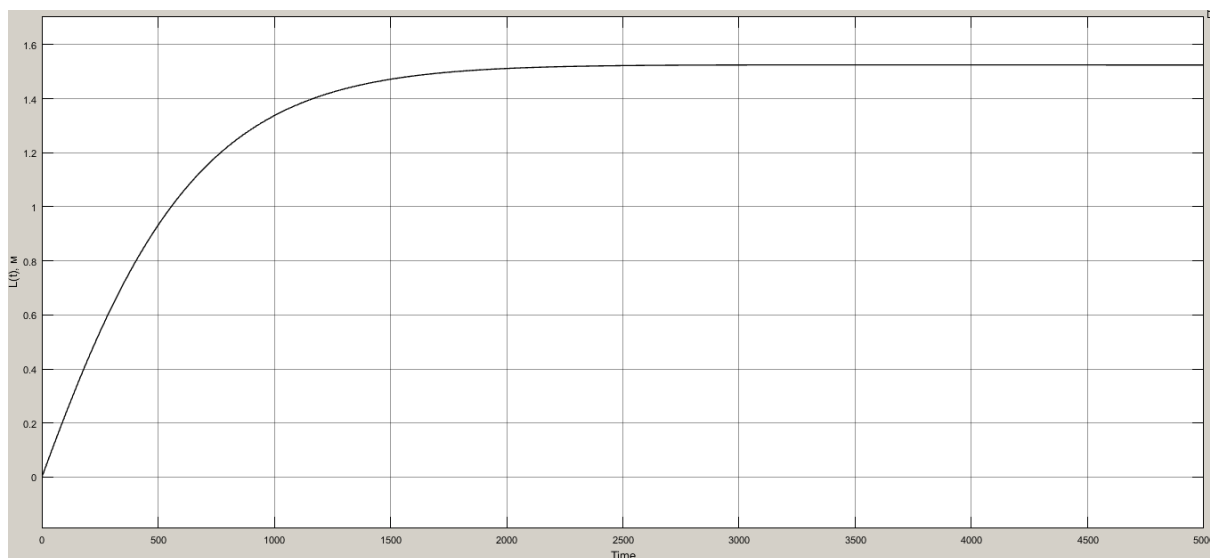


Рисунок 20 – Переходная характеристика. Уровень жидкости в сепараторе ВД

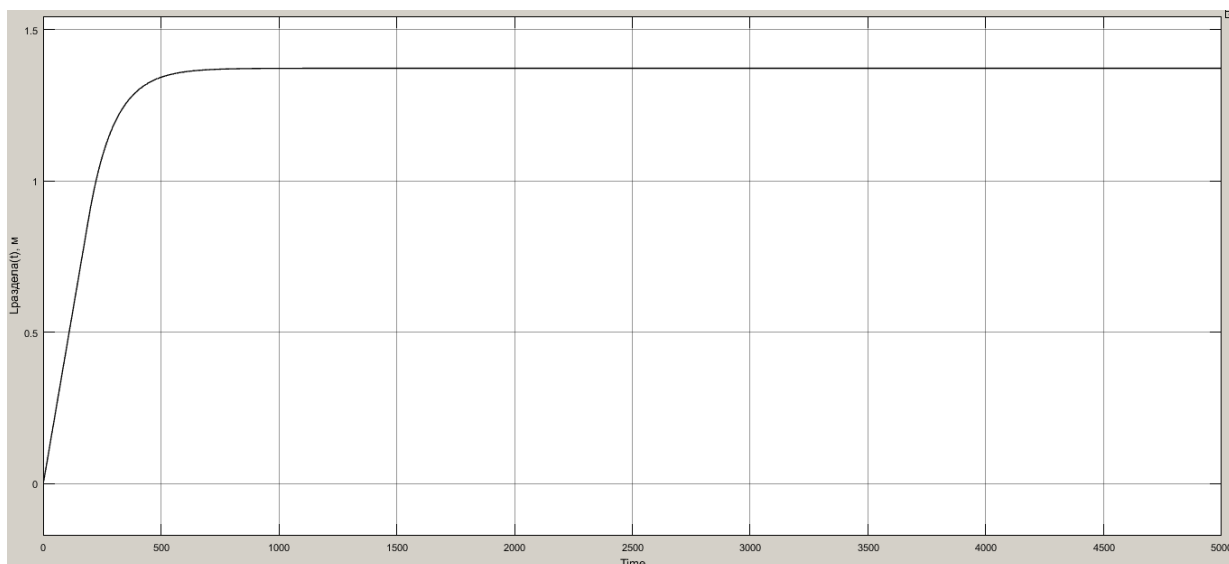


Рисунок 21 – Переходная характеристика. Уровень раздела сред в сепараторе
СД

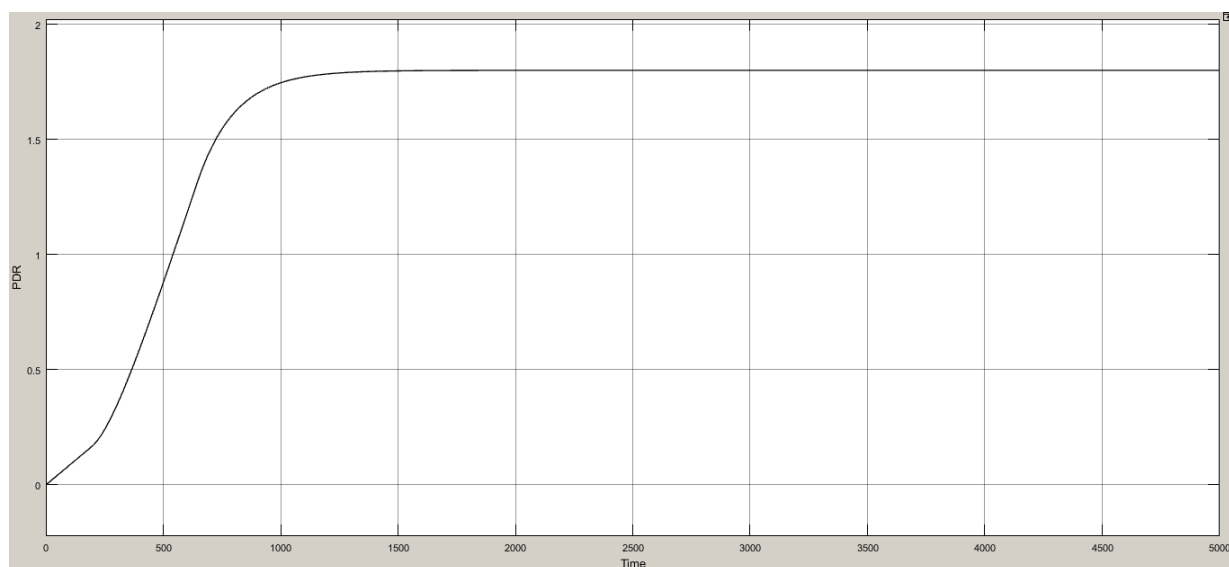


Рисунок 22 - Переходная характеристика. PDR в гидроциклоне

Проанализировать переходные процессы в системе можно на основании прямых показателей качества переходного процесса: времени регулирования переходного процесса t_p и перерегулирования σ , которые были упомянуты выше. Прямые показатели качества переходного процесса были внесены в таблицу 4

Пакет Simulink среды MatLab позволяет найти перерегулирование (overshoot) с помощью специального инструмента «Bilevel Measurements». С помощью инструмента «Cursor measurement» можно отследить момент вхождения переходного процесса в пятипроцентную зону отклонения от установившегося значения.

Таблица 4 – Прямые показатели качества переходных процессов

Показатель	t_p, c	$\sigma, \%$
Переходный процесс		
Уровень жидкости в сепараторе 1	1358,619	0,000
Уровень раздела сред в сепараторе 2	408,927	0,000
PDR в гидроциклоне	918,447	0,000

График расхода жидкости на выходе сепаратора ВД представлен на рисунке 23.

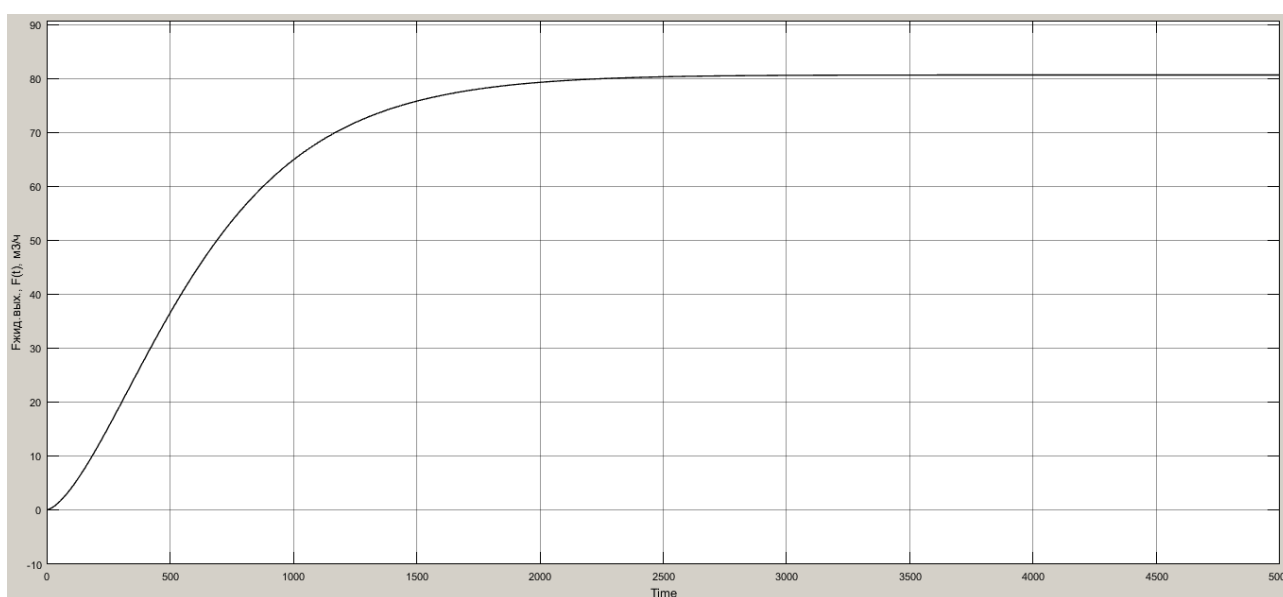


Рисунок 23 – Расход жидкости на выходе сепаратора ВД

По переходному процессу расхода жидкости на выходе сепаратора ВД можно сказать, что расход на выходе гидроциклона медленно нарастает, затем становится постоянным, так как расход на входе сепаратора является постоянной величиной и составляет $0,028 \text{ м}^3/\text{с}$ или $100 \text{ м}^3/\text{ч}$. Если смоделировать ситуацию переменного расхода на входе в сепаратор (рисунок 24), который будет варьироваться от $0,024 \text{ м}^3/\text{с}$ ($86,4 \text{ м}^3/\text{ч}$) до $0,032 \text{ м}^3/\text{с}$ ($115,2 \text{ м}^3/\text{ч}$), то расход на выходе сепаратора будет иметь переходный процесс, представленный на рисунке 25.

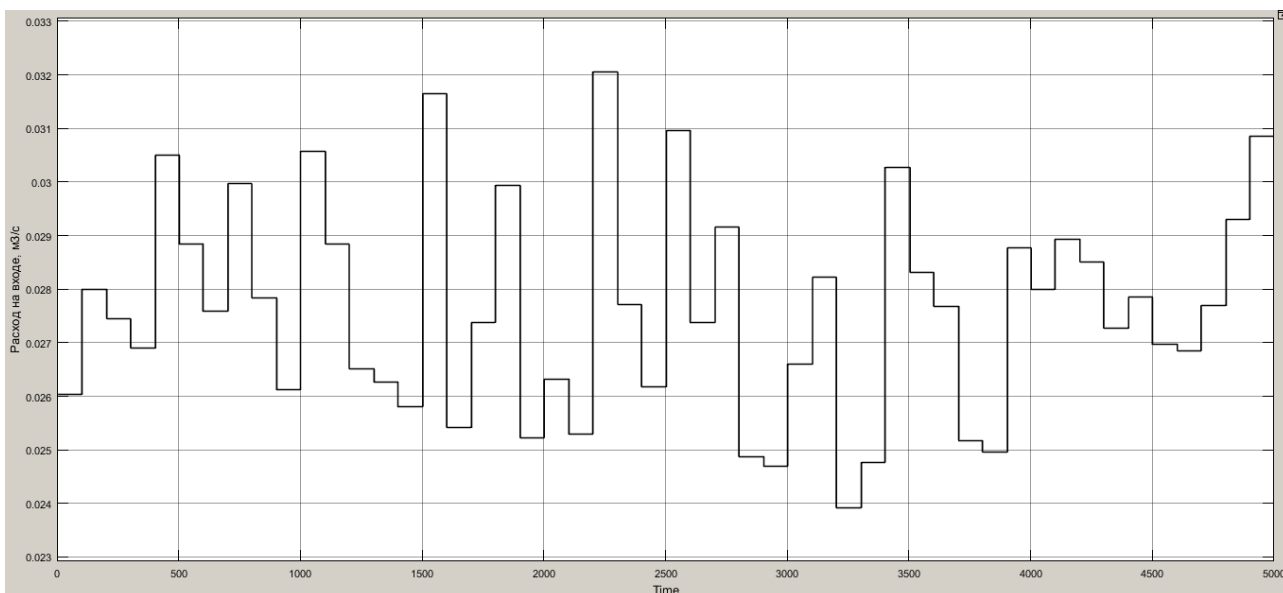


Рисунок 24 – Варьирование расхода на входе сепаратора ВД

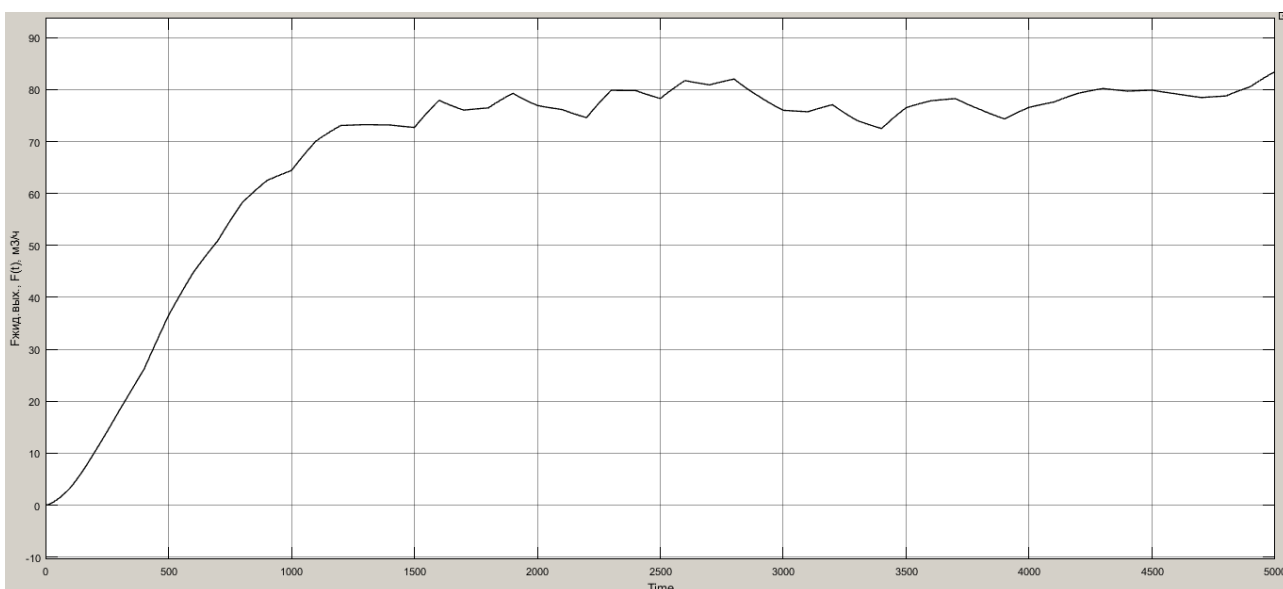


Рисунок 25 – Переходный процесс. Расход на выходе сепаратора ВД

3.8.2 Управление с применением стратегии «Anti-windup control»

При применении классического ПИД-регулятора в первом контуре регулирования возникало явление вхождения в насыщение ПИД-регулятора (в случае, когда И-составляющая была отлична от нуля). Это явление носит название «эффект интегрального насыщения («windup»)), и имеет место в системах, в которых присутствуют нелинейности типа «насыщение». Нелинейности данного типа связаны с ограничениями на мощность двигателя, скорость вращения, угол поворота, площадь поперечного сечения клапана и т.п. В первом контуре регулирования имеется ограничение на долю открытия

клапана, доля открытия клапана варьируется от 0 до 1, при этом 0 соответствует полному закрытию клапана, 1 – полному открытию. Нелинейность типа «насыщение» в системах регулирования может приводить к тому, что регулируемый контур при достижении переменной граничного значения находится в насыщении и оказывается разомкнутым, так как изменение переменной на входе нелинейного звена не вызывает изменений переменной на выходе этого звена. Контур размыкается, так как когда сигнал регулятора превышает предел, обратная связь перестает влиять на управляющее воздействие. Но интегрирующий канал регулятора при этом продолжает вычисление площади под кривой ошибки, что неадекватно, поскольку контур незамкнут. В результате последующий возврат в зону линейного регулирования будет затянута. Этот эффект и называется эффектом интегрального насыщения («windup»). Стоит отметить, что эффект интегрального насыщения может иметь место в системе только тогда, когда ПИД-регулятор имеет ненулевую интегральную составляющую, интегральное насыщение приводит к затягиванию переходного процесса, а также может привести к большому перерегулированию [16, 17]. Предотвратить эффект интегрального насыщения можно используя стратегию усовершенствованного управления «anti-windup control». В рамках данного раздела магистерской диссертации интересной задачей было исследовать данный тип усовершенствованного управления.

Контур регулирования уровня жидкости в сепараторе 1 был дополнен структурой для реализации стратегии управления «anti-windup control» [18, 19]. Для ослабления эффекта интегрального насыщения предполагается ввести дополнительную обратную связь, что позволит отслеживать состояние исполнительного механизма с нелинейным звеном типа «насыщение» (состояние задвижки) и компенсировать сигнал, который подается на вход интегратора (рисунок 26).

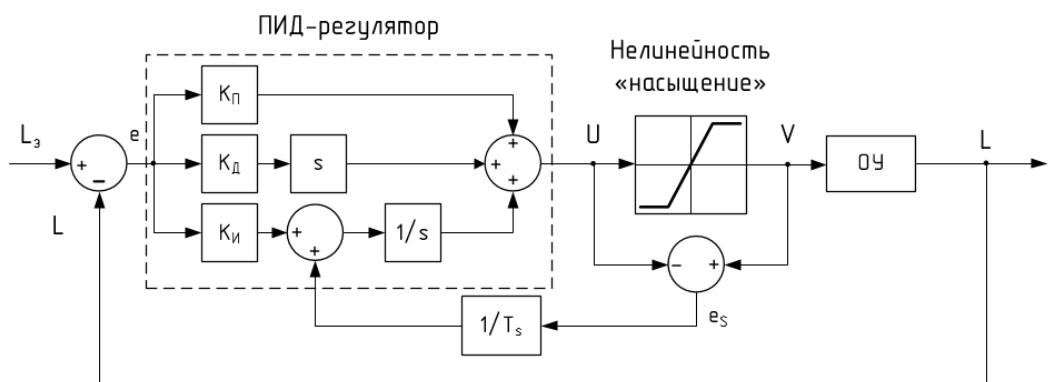


Рисунок 26 – Компенсация интегрального насыщения введением обратной связи

Принцип работы структуры с компенсацией интегрального насыщения, приведенной на рисунке 26, является следующим: сигнал на входе и сигнал на выходе исполнительного механизма сравниваются, вырабатывается сигнал рассогласования e_s , в случае, если $e_s=0$, регулятор функционирует как обычный ПИД-регулятор, если исполнительный механизм входит в насыщение, то есть $U>V$, а $e_s<0$, то сигнал на входе интегратора уменьшается на величину ошибки рассогласования, это приводит к замедлению роста выходного сигнала интегратора, сигнал рассогласования уменьшается, величина перерегулирования уменьшается. Настроить компенсирующий контур обратной связи можно путем подбора постоянной времени T_s . От этой постоянной зависит степень компенсации ошибки e_s .

Пусть И-составляющая ПИД-регулятора с 5 вариантом настройке будет равна 0,1. Тогда переходный процесс принимает следующий вид:

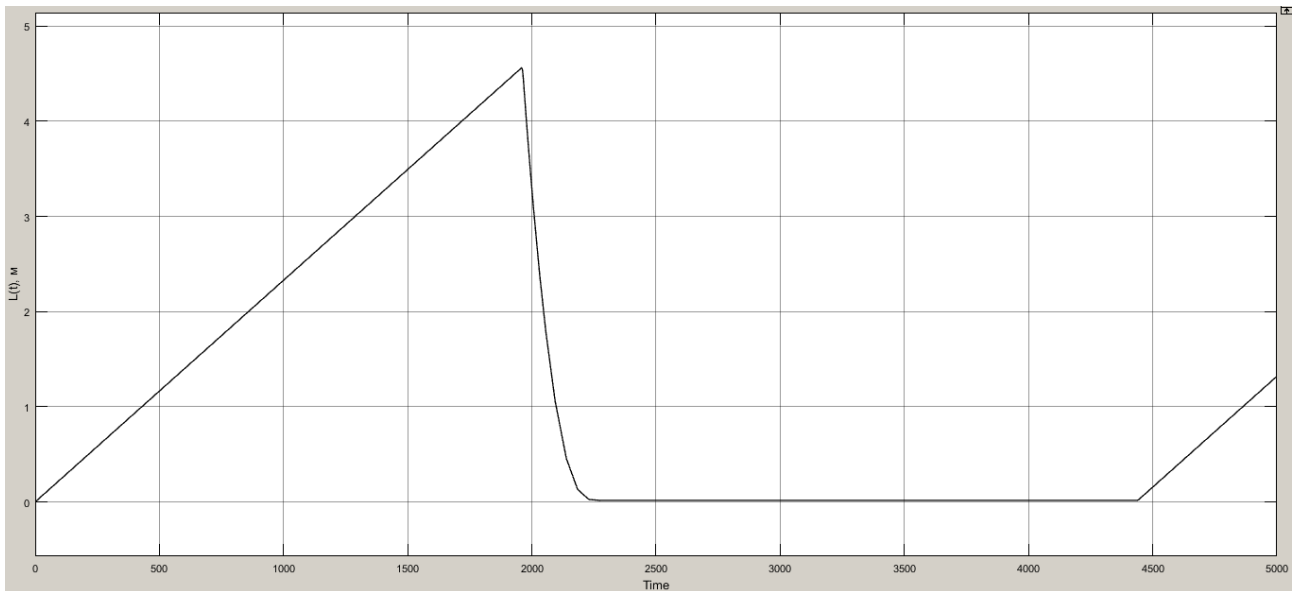


Рисунок 27 – Переходный процесс при интегральном насыщении ПИД-регулятора

На рисунке 27 представлен процесс без введения контура компенсации интегрального насыщения. В модель был введен контур компенсации интегрального насыщения. Модель контура регулирования уровня в сепараторе ВД с компенсацией интегрального насыщения представлена на рисунке 28.

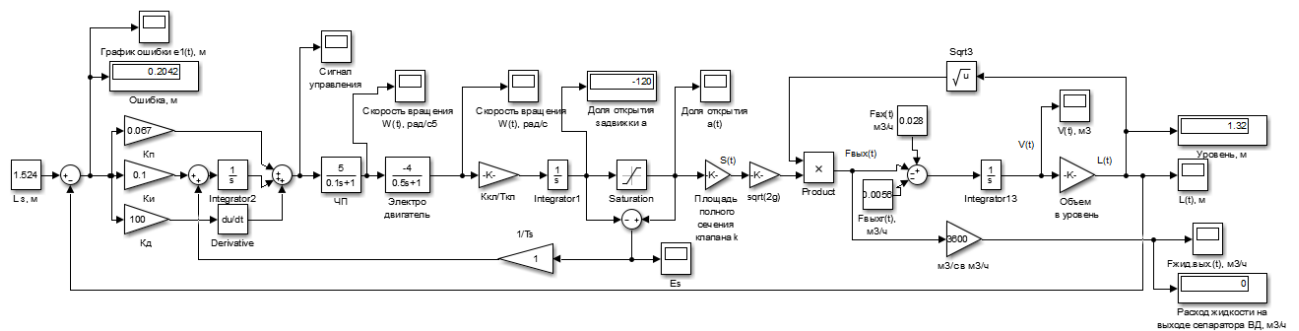


Рисунок 28 – Система регулирования уровня в сепараторе ВД с компенсацией интегрального насыщения

График ошибки рассогласования e_s без введения контура компенсации представлен на рисунке 29.

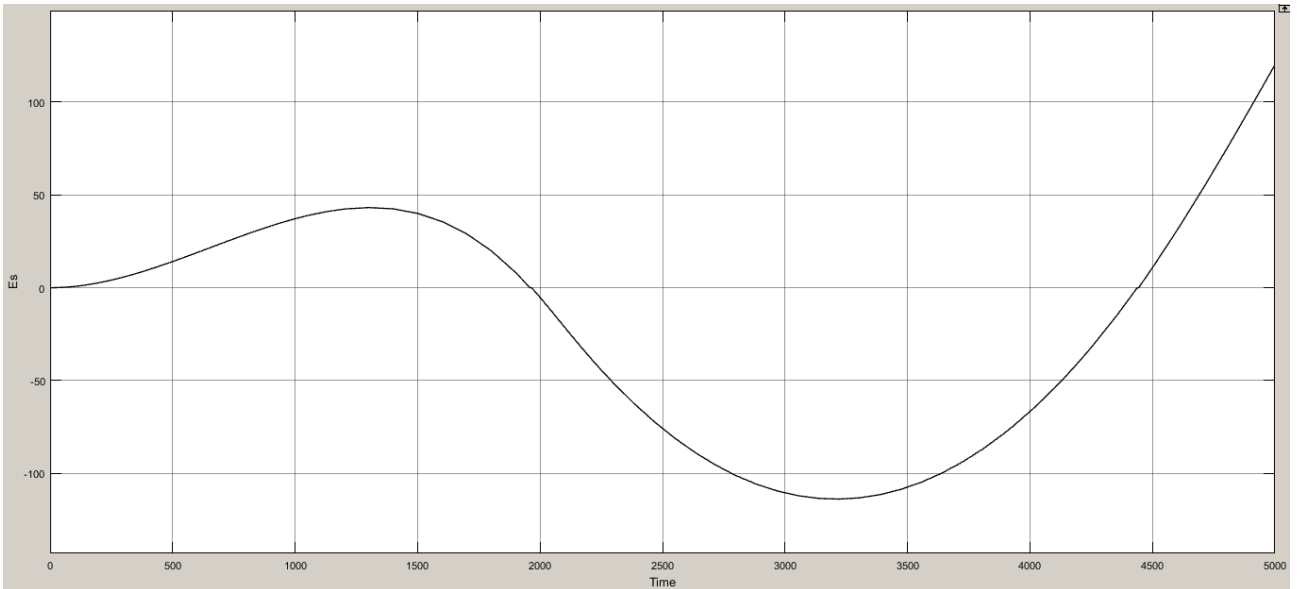


Рисунок 29 – График ошибки e_s

График переходного процесса, полученный при компенсации интегрального насыщения представлен на рисунке 30. График ошибки e_s представлен на рисунке 31.

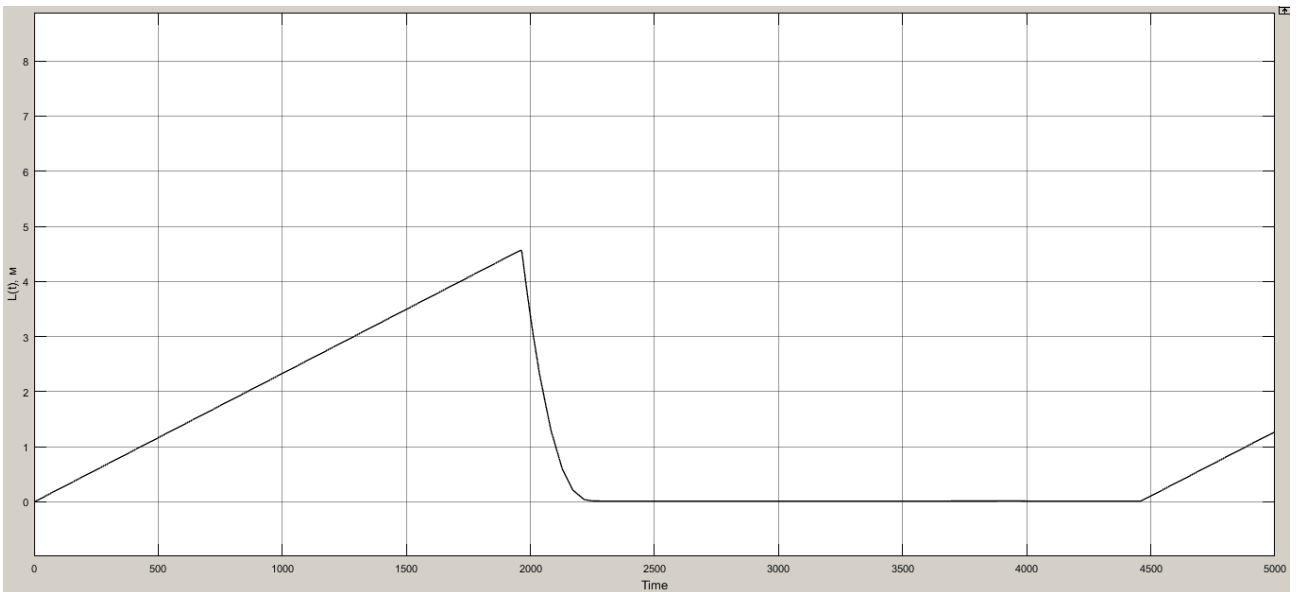


Рисунок 30 – График переходного процесса при компенсации интегрального насыщения

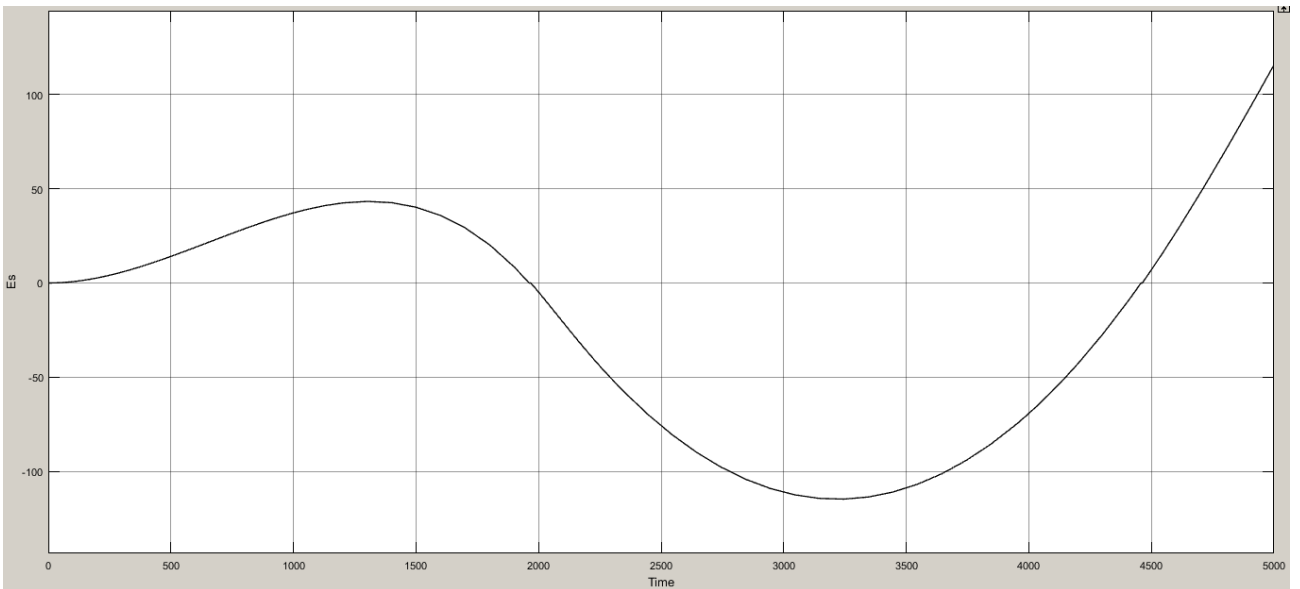


Рисунок 31 – Сигнал рассогласования e_s

Как можно видеть по полученным графикам, путем введения контура компенсации интегрального насыщения улучшить переходный процесс не удалось. Путем увеличения значения пропорциональной составляющей был получен график, представленный на рисунке 32.

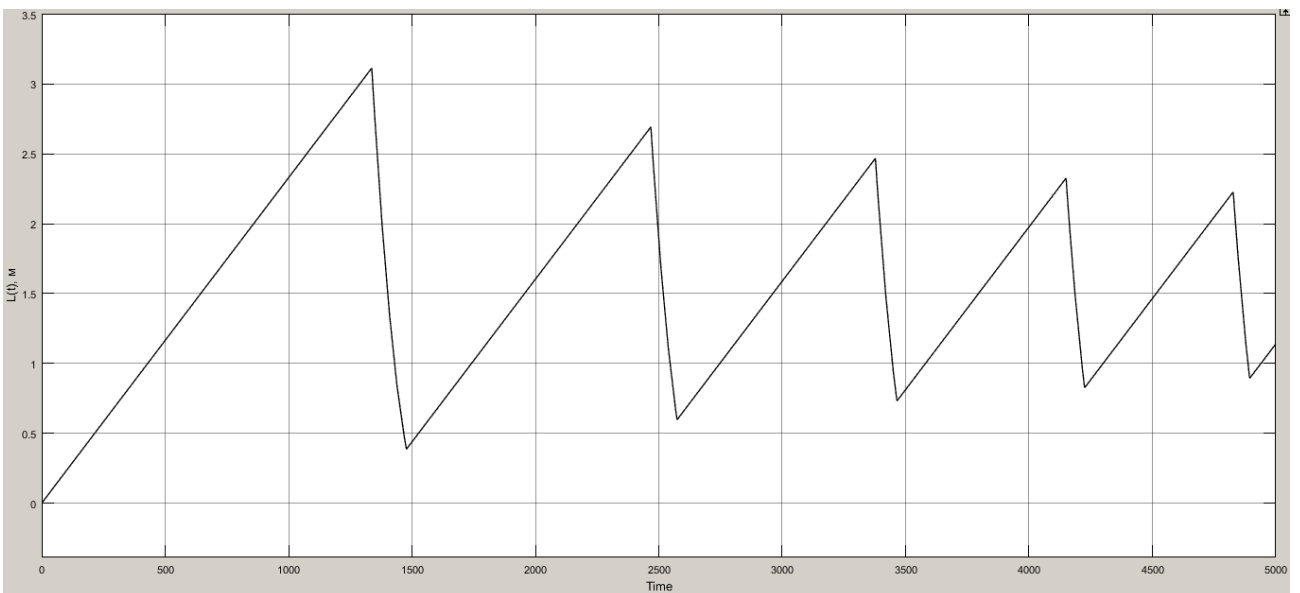


Рисунок 32 – Переходный процесс. Уровень

Анализ полученных графиков позволяет сделать вывод, что при регулировании уровня в сепараторе ВД следует применять ПД-регулятор. Интегральная составляющая, даже небольшая, приводит к получению некачественных переходных процессов из-за возникновения эффекта интегрального насыщения, устранить который путем введения контура

компенсации не удалось. Поэтому для регулирования уровня в верхнем контуре будет использоваться ПД-регулятор.

3.8.3 Управление с использованием управления с прогнозирующими моделями (MPC)

Целью работы является разработка APC-системы управления процессом подготовки нефти. В разработанной модели системы управления технологическими процессами УПН имеет место ММО-модель системы «сепаратор – гидроциклон». В классической системе для регулирования уровня раздела фаз в сепараторе СД и коэффициента перепада давления в гидроциклоне используются два разных ПИД-регулятора. При применении MPC-стратегии управления два этих контура могут регулироваться посредством одного регулятора с прогнозирующей ММО-моделью вместо двух ПИД-регуляторов. Разработанная модель с MPC-регулятором, представлена в приложении Г. Прежде, чем перейти к настройке MPC-регулятора следует разобраться в понятии MPC-управления.

3.8.3.1 Сущность MPC-управления

Управление с прогнозирующими моделями («Model Predictive Control» или «MPC») является современным методом теории управления и применяется в основном при управлении технологическими процессами на химических и нефтеперерабатывающих предприятиях. Данный метод базируется на математических методах оптимизации [29]. Суть MPC-подхода к управлению заключается в следующей последовательности операций [29, 30]:

- 1) Рассматривается математическая модель объекта, которая является относительно простой, начальными условиями для модели служит текущее состояние объекта. Выполняется интегрирование уравнений этой модели, таким образом получают прогноз движения объекта на горизонте прогноза. Горизонт прогноза – это некоторый конечный отрезок времени.

- 2) Выполняется оптимизация программного управления, нацеленного на приближение регулируемых переменных прогнозирующей модели к соответствующим задающим сигналам на горизонте прогноза. При оптимизации

учитываются все ограничения, наложенные на управляющие и регулируемые переменные.

3) Найденное оптимальное управление реализуется на шаге вычислений, который составляет фиксированную малую часть горизонта прогноза. Осуществляется измерение (или восстановление по измеренным переменным) фактического состояния объекта на конец шага.

4) Горизонт прогноза сдвигается на шаг вперед, пункты 1–3 данной последовательности действий повторяются.

Приведенная схема может быть объединена с предварительным проведением идентификации уравнений модели, используемой для выполнения прогноза.

Математическая модель объекта управления или процесса является основным элементом MPC-регулятора, на основании данной модели и измеренных предыдущих переменных состояния объекта производится прогнозирование дальнейшего его поведения. Обычно математическая модель объекта выбирается линейной.

Теперь можно перейти к пояснению схемы осуществления прогноза. Пусть математической моделью объекта управления (ОУ) является система дифференциальных уравнений вида:

$$\begin{aligned}\dot{x}(t) &= f(t, x(t), u(t)), \\ x(0) &= x_0,\end{aligned}\tag{32}$$

где $x \in E^n$ – вектор состояния;

$u \in E^m$ – вектор управления, $t \in [0, \infty)$.

Пусть имеются допустимое множество управлений $U \subseteq E^m$ и допустимое множество состояний $X \subseteq E^n$. В любой момент времени $t \in [0, \infty)$ должны выполняться условия: $x(t) \in X$, $u(t) \in U$. Пусть функция $f(t, x(t), u(t))$ удовлетворяет условиям существования и единственности решения задачи Коши для системы (32) для любых кусочно-непрерывных функций $u(t)$ со значениями

из множества U . Пусть система (32) обладает нулевым положением равновесия $f(t, 0, 0) \equiv 0$.

Пусть допустимые множества U и X заданы соотношениями:

$$U = \{u \in E^m: u_{i \min} \leq u_i \leq u_{i \max}, i = \overline{1, m}\}, \quad (33)$$

$$X = \{x \in E^n: x_{j \min} \leq x_j \leq x_{j \max}, i = \overline{1, n}\}, \quad (34)$$

где $u_{i \min}, u_{i \max}, x_{j \min}, x_{j \max}$ – заданные вещественные числа.

Пусть цель управления объектом (32) – обеспечить выполнение равенств:

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \|x(t) - r_x(t)\| = 0, \quad (35)$$

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \|u(t) - r_u(t)\| = 0, \quad (36)$$

где $r_x(t)$ и $r_u(t)$ – заданные векторные функции, определяющие некоторое желаемое движение объекта.

Пусть функционал качества управления на управляемых движениях объекта управления имеет вид:

$$J_0 = J_0(x(t), u(t)). \quad (37)$$

Задачей оптимального управления является поиск управляющего воздействия из некоторого заданного класса, входящего в допустимое множество управлений U , при котором будет достигнута цель управления (35, 36), будут учтены ограничения $x(t) \in X \forall t \in [0, \infty)$, а функционал (37) достигнет минимума.

Для аналитического и численного решения задач оптимального управления были разработаны различные подходы, но эти подходы очень сложно реализовать на практике. Основной проблемой реализации оптимального управления для сложного объекта является невозможность получения максимально точной математической модели объекта, исчерпывающе описывающей поведение объекта. Как раз для разрешения данной проблемы и было разработано управление с прогнозирующими моделями, в основу которого лег принцип обратной связи, согласно с которым при формировании сигнала управления учитывается измеряемая информация об объекте управления.

Пусть помимо системы (32) рассматривается система вида:

$$\begin{aligned}\dot{\bar{x}}(\tau) &= \bar{f}(\tau, \bar{x}(\tau), \bar{u}(\tau)), \\ \bar{x}|_{\tau=t} &= x(t),\end{aligned}\tag{38}$$

где $\bar{x} \in E^n$ – вектор состояния;

$\bar{u} \in E^m$ – вектор управления, $\tau \in [t, \infty)$.

Пусть \bar{f} имеет те же свойства, что и f , а векторы \bar{x} и \bar{u} принимают значения из допустимых множеств X и U соответственно. Также пусть \bar{f} задана таким образом, что для любого допустимого управления $\bar{u}(\tau) \equiv u(\tau)$ векторные функции $x(\tau)$ и $\bar{x}(\tau)$, удовлетворяющие системам (32) и (38) близки между собой по норме для любого $\tau \in [t, \infty)$.

Система (38) называется прогнозирующей моделью по отношению к математической модели ОУ. Целесообразность введения прогнозирующей модели объясняется тем, что любая фиксированная математическая модель вида (32) представляет реальный объект лишь приближенно, так как некоторые факторы не могут быть учтены при ее создании, они делают движение реального объекта и решение системы (32) отличными. Неучтенными могут быть некоторые нелинейности объекта, внешние возмущения, изменение параметров, дополнительная неучтенная динамика и т.д. Пусть модель (32) достаточно точно отображает ОУ, но может изменяться в процессе его функционирования, эти изменения заранее не известны и не заданы. Модель же, описываемая уравнениями (38) инициализируется в момент времени $\tau = t$ текущим состоянием реального объекта, так как модель близка к ОУ при любых вариациях неучтенных факторов, данная модель позволяет получить приближенный прогноз поведения ОУ. Прогноз можно сделать, получив частное решение системы (38) при заданном управлении на отрезке времени $\tau \in [t, t + T]$. Полученный прогноз будет тем точнее, чем меньше величина T ($T > 0$). Обычно выбирают достаточно простую прогнозирующую модель для того, чтобы эту модель было легко интегрировать в реальном масштабе времени и использовать в контуре управления. Схема осуществления прогноза представлена на рисунке 33 [29].



Рисунок 33 – Схема осуществления прогноза

На оси абсцисс представленной на рисунке 33 прямоугольной системы координат откладываются моменты времени τ . Начальным моментом времени является момент $\tau = t$. До этого момента движение ОУ с неизвестной в точности моделью вида (32) происходило под воздействием заданного управления $u(\tau)$, реализуемого системой управления с обратной связью. В момент времени $\tau = t$ ОУ оказался в состоянии $x(t)$.

Пусть управление $\bar{u} = \bar{u}(\tau)$ задано как функция времени на отрезке $\tau \in [t, t + T_p]$. Необходимо проинтегрировать систему (38) на данном отрезке времени с начальным условием $\bar{x}|_{\tau=t} = x(t)$, в результате чего будет получено частное решение $\bar{x} = \bar{x}(\tau, x(t), \bar{u}(\tau))$, которое будет трактоваться как спрогнозированное поведение ОУ с горизонтом предсказания T_p .

Необходимо отметить, что динамика реального объекта и динамика прогнозирующей модели естественно отличны, поэтому движения их будут в целом отличаться на рассмотренном отрезке, совпадение гарантируется лишь в начальной точке.

На данном этапе необходимо сформулировать математическую задачу о выборе оптимального управления на основе прогноза. Пусть целью управления является обеспечение некоторого заданного поведения модели (38). Поведение

модели определяется векторными функциями: $r_x(t)$ и $r_u(t)$, $r_x(t) \in E^n$, $r_u(t) \in E^m$.

Функционал для оценки качества управления с прогнозирующей моделью имеет вид:

$$J(x(t), \bar{u}(\cdot), T_p, T_c) = \int_t^{t+T_p} F(\bar{x}(\tau, x(t), \bar{u}(\tau)), \bar{u}(\tau), r_x(\tau), r_u(\tau)) d\tau, \quad (39)$$

он задан на движениях системы (38). В данном функционале символом $T_c \leq T_p$ обозначается горизонт управления. Горизонт управления – это такой момент времени, что:

$$\bar{u}(\tau) = \bar{u}(t + T_c) \forall \tau \in [t + T_c, t + T_p]. \quad (40)$$

На практике широко используется сумма двух квадратичных форм в качестве подынтегральной функции функционала, она имеет вид:

$$F = (\bar{x} - r_x)' R (\bar{x} - r_x) + (\bar{u} - r_u)' Q (\bar{u} - r_u), \quad (41)$$

где R и Q - положительно определенные симметрические весовые матрицы.

Задача о поиске оптимального управления для прогнозирующей модели ставится следующим образом:

$$J(x(t), \bar{u}(\cdot), T_p, T_c) \rightarrow \min_{\bar{u}(\cdot) \in \Omega_u}, \quad (42)$$

где $\Omega_u = \{ \bar{u}(\cdot) \in K_n^0[t, t + T_p] : \bar{u}(\tau) \in U, \bar{x}(\tau, x(t), \bar{u}(\tau)), \bar{u}(\tau) \in X, \forall \tau \in [t, t + T_p] \}$ – допустимое множество управлений, здесь $K_n^0[t, t + T_p]$ – множество векторных кусочно-непрерывных функций на отрезке $[t, t + T_p]$, которые удовлетворяют условию постоянства управления на отрезке $[t + T_c, t + T_p]$.

Результатом решения задачи (45) служит векторная функция:

$$\bar{u}^*(\tau) = \bar{u}^*(\tau, x(t), T_p, T_c) = \arg \min_{\bar{u}(\cdot) \in \Omega_u} J(x(t), \bar{u}(\cdot), T_p, T_c). \quad (43)$$

Эта функция определяет оптимальное программное управление для прогнозирующей модели (38) по отношению к (42), так как она обеспечивает минимальное значение функционала.

$$V(x, T_p, T_c) = \min_{\bar{u}(\cdot) \in \Omega_u} J(x(t), \bar{u}(\cdot), T_p, T_c) = J(x, \bar{u}^*(\cdot), T_p, T_c). \quad (44)$$

Полагая, что $T_p = T_c \rightarrow \infty$, и осуществляя прогноз от точки $t = 0$ на бесконечном интервале времени $t \in [0, \infty)$, можно найти управление вида (43), после чего реализовать его в виде $u(t) \equiv \bar{u}^*(t)$ для исходного ОУ с моделью (32). При условии $f(\cdot) \equiv \bar{f}(\cdot)$ такое управление является решением задачи оптимального управления реальным объектом по отношению к функционалу:

$$J_0(x(t), u(t)) = \int_0^\infty F(x(t, x(0), u(t)), u(t), r_x(t), r_u(t)) dt. \quad (45)$$

Так как между моделями (32) и (38) имеются расхождения, выполнение условия $f(\cdot) \equiv \bar{f}(\cdot)$ невозможно, поэтому реализовать программное управление, основанное на однократном прогнозе приводит к значительным отклонениям от оптимального программного движения. В связи с чем, для улучшения ситуации, предлагается использовать многократный прогноз с периодом T_p . В таком случае оптимальное управление, найденное для прогнозирующей модели на отрезке $[t, t+T_p]$, подается непосредственно на реальный ОУ: $u(\tau) \equiv \bar{u}^*(\tau)$. После чего осуществляется поиск оптимального управления на отрезке $[t+T_p, t+2T_p]$ и т.д. Но такой подход обладает двумя существенными недостатками:

- 1) На каждом отрезке времени управление осуществляется без обратной связи (по разомкнутой схеме);
- 2) Динамика реального ОУ и прогнозируемая отличаются, поэтому движение под воздействием найденного управление на всем временном промежутке может существенно отличаться от оптимального.

С учетом этого необходимо реализовать найденное оптимальное управление иначе: управление воздействует на ОУ не на всем горизонте прогнозирования $[t, t+T_p]$, а на малой его части, тогда управление на ОУ:

$$\bar{u}^*(\tau) \equiv \bar{u}^*(\tau, x(t), T_p, T_c), \tau \in [t, t + \delta], \quad (46)$$

где $\delta > 0$, но существенно меньше T_p .

Таким образом, после реализации управления (43) в момент времени $t+\delta$, происходит вычисление нового прогноза поведения ОУ с горизонтом предсказания T_p , решается оптимизационная задача, но решение задачи

оптимизации происходит на отрезке времени $\tau \in [t + \delta, t + 2\delta]$, а начальным условием для прогнозирующей модели является $\bar{x}|_{\tau=t+\delta} = x(t + \delta)$. Полученный результат задачи оптимизации применяется к ОУ на отрезке времени $\tau \in [t + \delta, t + 2\delta]$, далее процесс повторяется.

Такой способ оптимизации управления с предсказанием основан на прогнозе с удаляющимся (подвижным) горизонтом. Такой способ исключает существенные недостатки вышеописанного способа, так как управление осуществляется по принципу обратной связи, причем информация о текущем состоянии ОУ поступает дискретно, в моменты времени $0, \delta, 2\delta$ и т.д. Переменные состояния объекта могут быть измерены непосредственно, либо могут быть вычислены с использованием наблюдающих устройств по результатам измерений доступных к измерению переменных.

Тогда, общая схема управления с прогнозированием представляет собой следующую последовательность операций:

- 1) Измерение (оценивание) переменных вектора состояния $x(t)$ реального объекта;
- 2) Решение задачи оптимизации (42) для прогнозирующей модели (38) с начальным условием $\bar{x}|_{\tau=t} = x(t)$ по отношению к функционалу (39);
- 3) Использование найденного оптимального программного управления $\bar{u}^*(\tau, x(t), T_p, T_c)$ на отрезке времени $\tau \in [t, t + \delta]$.
- 4) Замена момента времени t на момент $t+\delta$, повторение операций 1-3 данной последовательности.

3.8.3.2 MPC-управление процессами ММО-системы «сепаратор – гидроциклон»

В рамках данной магистерской диссертации была разработана система с применением MPC-регулирования. MPC-регулятор был применен для ММО-системы «сепаратор – гидроциклон». Работа с MPC-регулятором осуществлялась при помощи пакета инструментов MatLab – Model Predictive Control Toolbox. Разработанная система с контурами MPC-регулирования представлена в приложении Г.

MPC-регулятор пакета Model Predictive Control Toolbox основывается на LQR-оптимизации (линейной интегральной квадратичной оптимизации).

Основная задача LQR-оптимизации связана с тем, что интегральные квадратичные функционалы играют особую роль среди множества характеристик систем управления и процессов. Они имеют достаточную для применения на практике адекватность и характеризуют точность управления и энергетические затраты управляющих устройств [30].

Функционал для оценки качества управления в MPC-регуляторе среды MatLab является стандартным функционалом вида [31]:

$$J(z_k) = J_y(z_k) + J_u(z_k) + J_{\Delta u}(z_k) + J_c(z_k), \quad (47)$$

где z_k – это решение задачи квадратичного программирования (quadratic problem decision);

J_y – показатель качества, характеризующий соответствие выходного сигнала заданному;

J_u – показатель качества, применяющийся тогда, когда управляемых переменных больше, чем выходов ОУ, и нужно поддерживать выбранные управляемые переменные на заданном уровне, характеризующем соответствие управляемых переменных заданным уставкам;

$J_{\Delta u}$ – показатель качества, используемый при подавлении движения управляемых переменных, использующийся тогда, когда предпочтительны небольшие корректировки управляемых переменных;

J_c – показатель качества, направленный на решение оптимизационной задачи в условиях ограничений. Данные показатели подробнее рассмотрены на сайте Mathworks [31].

В системе регулирования были рассмотрены MPC-регуляторы с разными вариантами настройки, с разными значениями горизонтов управления и прогноза, разными весовыми коэффициентами. Сначала были проанализированы различные варианты значений горизонтов. Значения сведены в таблицу 5. На рисунках 34 – 35 представлены графики переходных процессов при различных вариантах настройки регулятора.

Таблица 5 – Настройка горизонтов MPC-регулятора

Вариант настройки	Горизонт управления (T_c)	Горизонт предсказания (T_p)
1	2	10
2	2	20
3	2	50
4	25	50
5	50	100

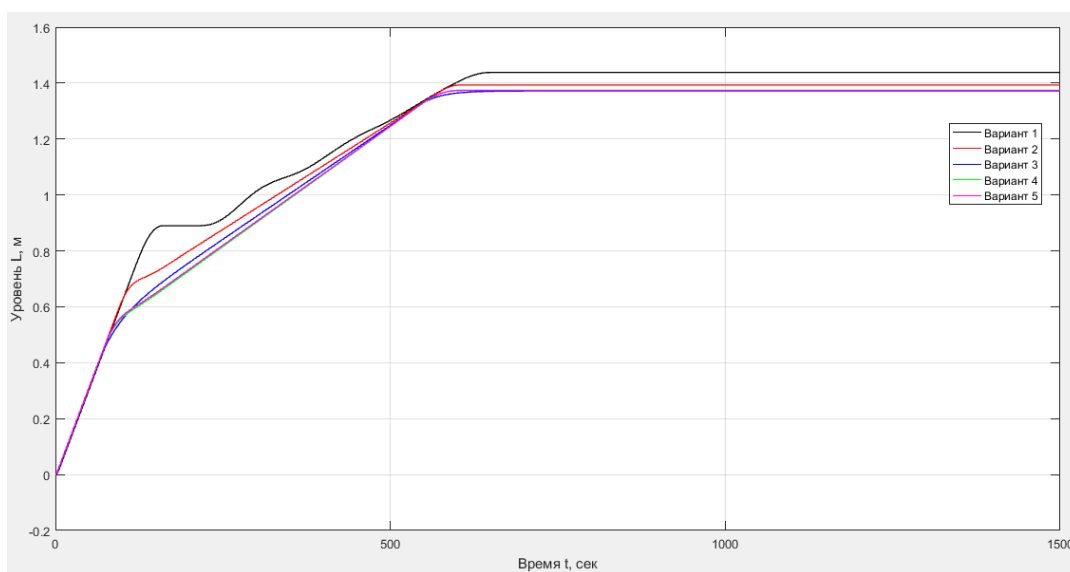


Рисунок 34 – Переходная характеристика при различных вариантах настройки MPC-регулятора. Уровень раздела сред

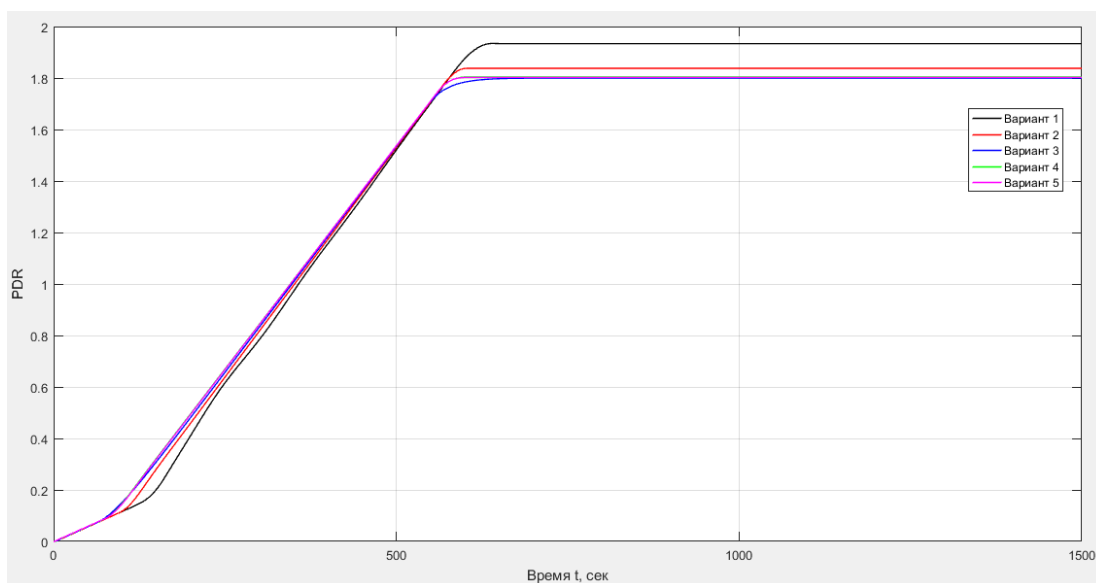


Рисунок 35 – Переходная характеристика при различных вариантах настройки MPC-регулятора. PDR

При анализе графиков удастся выяснить, что наилучшие прямые показатели качества при регулировании уровня и PDR дают варианты настройки 4 и 5, варианты настройки практически не отличаются по качеству переходного процесса. При данных вариантах настройки регулируемая величина выходит на заданное значение, в то время, как первый и второй варианты настройки не позволяют в принципе достичь заданного уровня регулируемой переменной. Было решено использовать 4 вариант настройки. Быстродействие регулятора с данным вариантом настройки было улучшено (рисунок 36, 37), с помощью внутренней функции инструмента «MPC designer» MatLab – «Performance tuning», а также настройки весов.

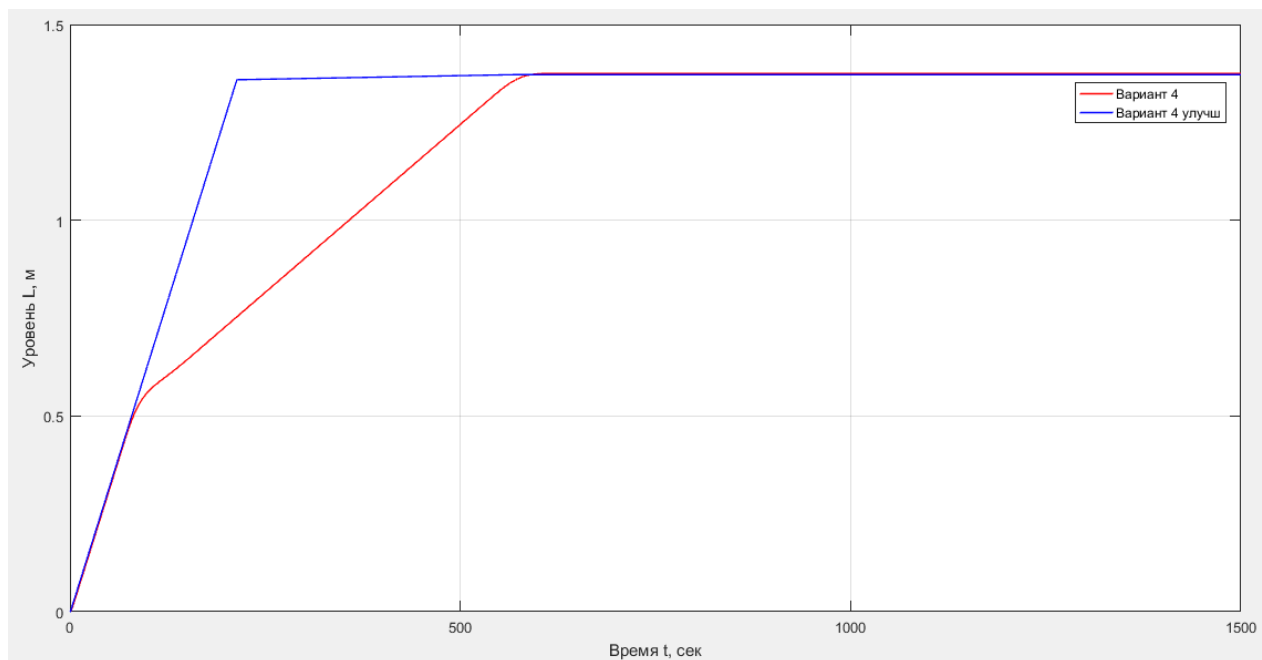


Рисунок 36 – Улучшение регулятора. График уровня раздела сред

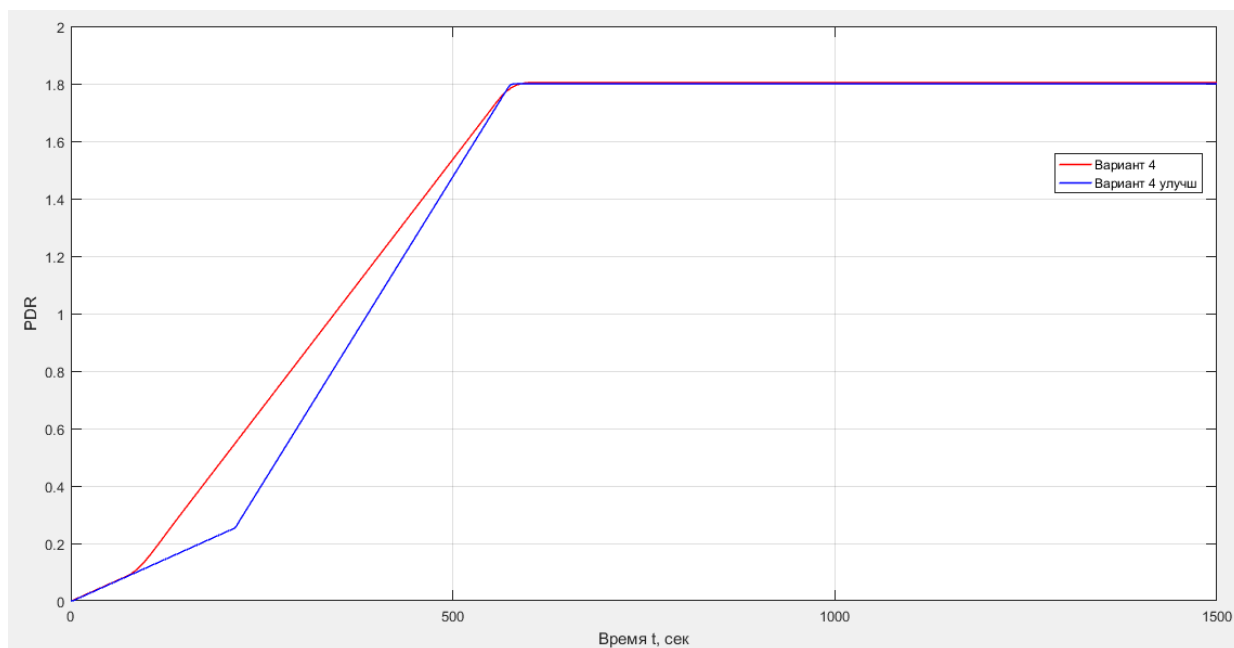


Рисунок 37 – Улучшение регулятора. PDR

По графикам можно наблюдать, что наименьшее время переходного процесса (при регулировании уровня) удалось получить при 4 улучшенном при помощи инструмента «Performance tuning» и настройки весов варианте MPC-регулятора. Время переходного процесса PDR при этом уменьшилось незначительно. Таким образом была произведена настройка MPC-регулятора.

После завершения настройки MPC-регулятора необходимо произвести анализ качества усовершенствованной стратегии управления. Для анализа качества управления необходимо произвести сравнение данного типа управления с другим, в качестве которого было выбрано ПИД-регулирование. MPC-регуляторы рекомендуются для использования их в условиях ограничений, выходным сигналом регулятора является сигнал 0 – 10 В. Управляющее воздействие не может выходить за пределы данного диапазона. В системе с ПИД-регуляторами выходные сигналы регуляторов тоже были ограничены данным диапазоном. Качество управления оценивалось по прямым показателям качества (быстродействию и перерегулированию) и по интегральным показателям: по энергетической интегральной оценке, характеризующей энергетические затраты на управление (позволяющая получить показатель, пропорциональный энергозатратам на управление), и по энергетической

интегральной оценке, характеризующей энергетические затраты исполнительных устройств на регулирование уровня (позволяющая получить показатель, пропорциональный энергозатратам на регулирование уровня). Квадратичная интегральная оценка может применяться для оценки как монотонных, так и колебательных переходных процессов. Вариант, при котором значение интегральной оценки меньше, считается лучшим. Переходные процессы при регулировании уровня и PDR представлены на рисунках 38 – 39.

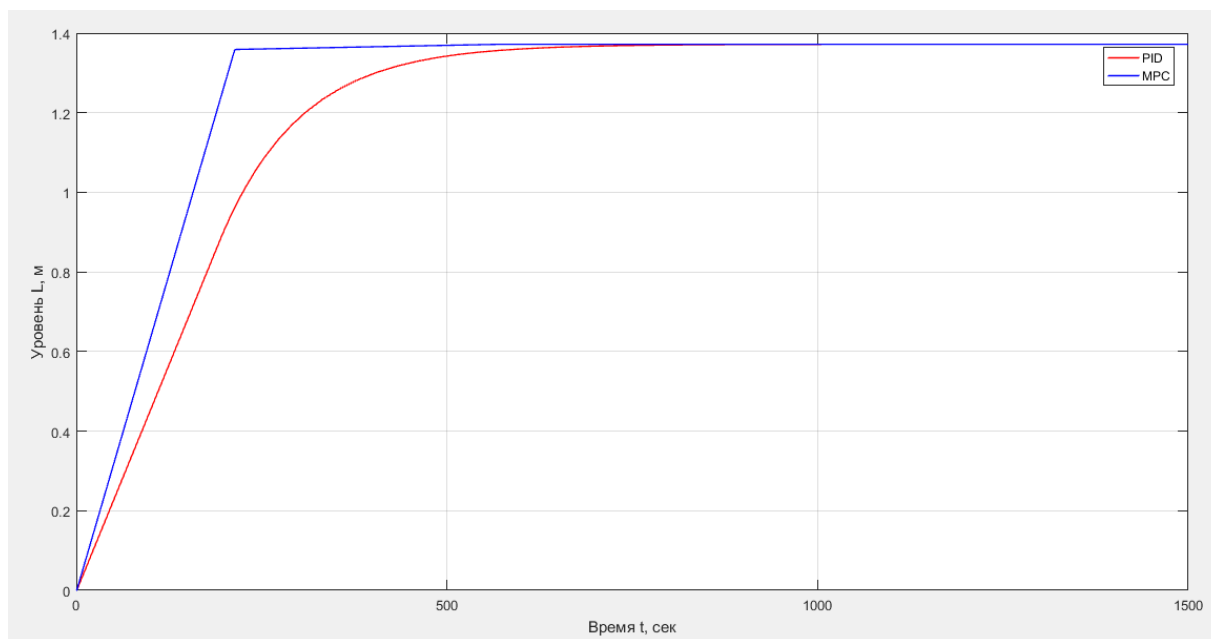


Рисунок 38 – Переходный процесс при различных типах регулирования.

Уровень раздела сред

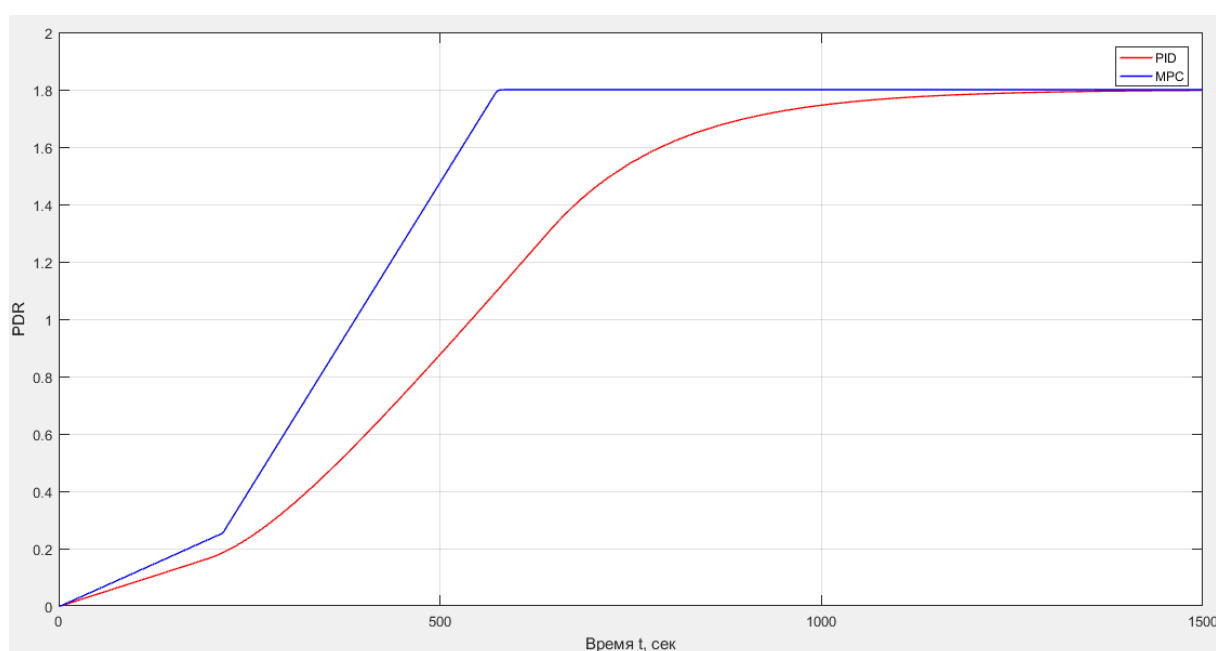


Рисунок 39 – Переходный процесс при различных типах регулирования. PDR

Рассчитанные прямые и интегральные показатели качества сведены в таблицу 6.

Таблица 6 – Сравнение качества разных типов управления

Показатель качества управления	Уровень раздела сред		PDR	
	PID	MPC	PID	MPC
t_p, c	408,94	205,09	918,32	554,48
$\sigma, \%$	0,00	0,00	0,00	0,00
Показатель, характеризующий энергозатраты на управление, $B^2 \cdot c$	24695,21	21306,71	72218,84	57184,35
Показатель, характеризующий энергозатраты процесса регулирования уровня, $m^2 \cdot c$	2374,31	2551,38		

После анализа данных таблицы 6 был сделан вывод, что стратегия MPC-управления позволяет: получить более высокое быстродействие (на 203,85 секунд быстрее при регулировании уровня, на 363,84 секунд – при регулировании PDR), позволяет получить меньшие энергозатраты на управление. При этом энергия, затрачиваемая при регулировании уровня, имеет немного большее значение, чем при ПИД-регулировании. Однако при соответствующей настройке MPC-регулятора, переходный процесс регулирования уровня и PDR представлен на рисунке 40 и 41, можно получить меньшие энергозатраты и на управление, и на процессы перемещения массы смеси в сепараторе (регулирования уровня), энергозатраты исполнительных устройств.

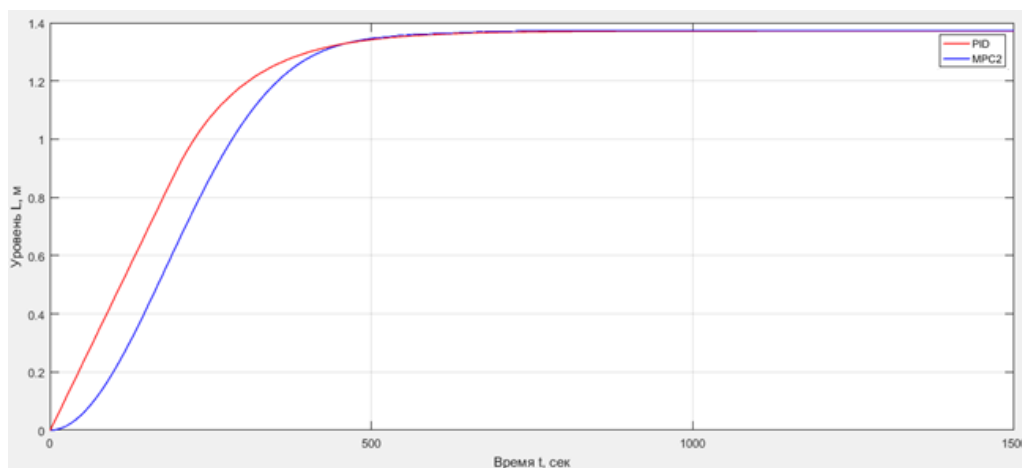


Рисунок 40 – Переходные процессы. Уровень раздела сред. MPC2

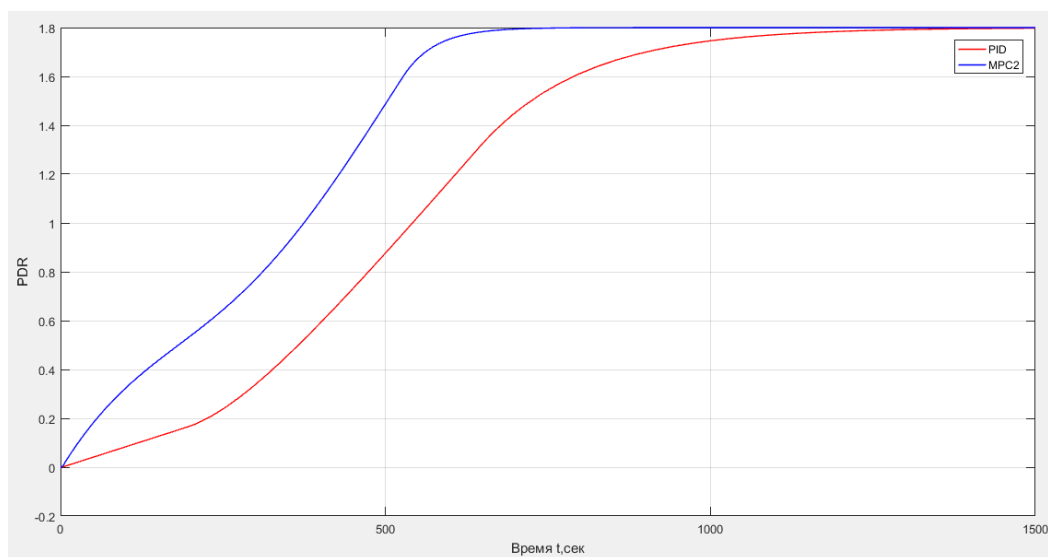


Рисунок 41 – Переходные процессы. PDR. MPC2

Показатели качества, полученные в предыдущем эксперименте, и показатели качества процесса с настроенным повторно MPC-регулятором сведены в таблицу 7. MPC1 – это регулятор, переходный процесс при использовании которого представлен на рисунках 38 и 39 выше, MPC2 – настроенный повторно MPC-регулятор (переходный процесс на рисунках 40 и 41).

Таблица 7 – Сравнение качества разных типов управления

Показатель качества управления	Уровень раздела сред			PDR		
	PID	MPC1	MPC2	PID	MPC1	MPC2
t_p , с	408,94	205,09	424,82	918,32	554,48	566,75
σ , %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Показатель, характеризующий энергозатраты на управление, В2·с	24695,2 1	21306,71	11761,27	72218, 84	57184,3 5	54964,5 7
Показатель, характеризующий энергозатраты процесса регулирования уровня, м ² ·с	2374,31	2551,38	2347,74			

Проанализировав данные таблицы 7 можно сделать вывод, что MPC2-регулятор позволил несколько уменьшить энергетические затраты на регулирование значения уровня, уменьшить энергозатраты на управление, однако при этом снизилось быстродействие процесса. Таким образом, получается, что, снизив энергозатраты на процесс изменения уровня, получили ухудшение быстродействия. Основной задачей применения MPC-регулятора считается сокращение энергетических затрат. С этой задачей регулятор справился успешно.

Применение MPC-регулятора (MPC1) позволило уменьшить время переходного процесса и уменьшить энергозатраты на управление. Применение MPC-регулятора (MPC2) позволило уменьшить энергозатраты на управление, на процесс изменения уровня, однако быстродействие системы немного ухудшилось. Проведенные эксперименты позволяют сделать вывод, что при выборе регулятора решается компромиссная сложная задача, и выбор регулятора зависит от того, какие показатели важно обеспечить. Снижение энергозатрат позволяет сократить экономические потери, поэтому, именно снижение энергозатрат было решено использовать как главный критерий определения эффективности регулятора. MPC-регулятор (MPC2) показал наименьшие значения энергозатрат, следовательно, MPC-регулятор (MPC2) наиболее выгодно использовать в разработанной системе управления.

3.8.3.3 Исследование влияния изменения режима работы системы

Предположим, что в процессе функционирования систем регулирования произошло изменения установленных значений уровня раздела сред и значения

PDR, при этом функционирование систем не останавливалось. Изменение уставки уровня произошло в момент времени 500 сек., изменение уставки PDR – в момент времени 1000 сек., при этом время эксперимента равно 1500 сек. Изменение уставок было выполнено при помощи блоков «Step» (рисунок 42, 43). При уменьшении значения уставки сигнал с блока «Step» будет подаваться на минус сумматора.

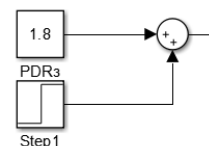
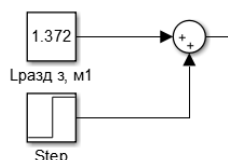


Рисунок 42 – Изменение уставки L Рисунок 43 – Изменение уставки PDR

Необходимо исследовать различные изменения уставок, влияние этих изменений на переходный процесс. Будут исследованы изменения уставок на 10% и 25% (таблица 8). Оцениваться процессы будут по величине энергетических затрат на управление при смене режима работы системы регулирования, а также по характеру переходных процессов. Сравнение происходило между ПИД- и MPC-регуляторами.

Таблица 8 – Исследуемые значения уставок

Исследуемое изменение	Значение уставки уровня, м	Значение уставки PDR
+10%	1,509	1,980
+25%	1,715	2,25

На рисунках 44 – 47 представлены графики переходных процессов в контурах с ПИД- и MPC1-регулятором при различных изменениях уставок.

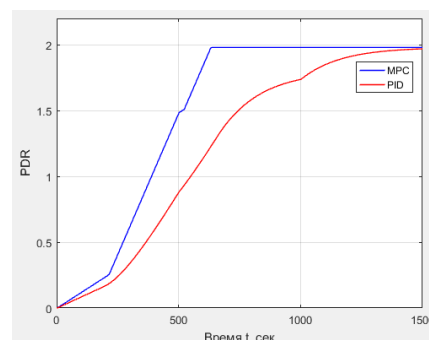
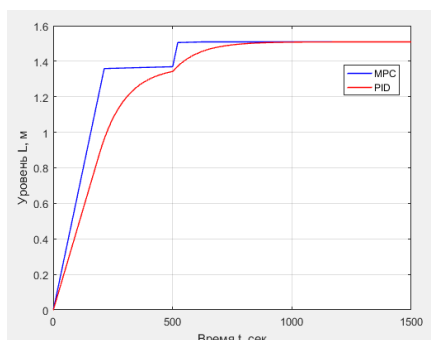


Рисунок 44 – Переходный процесс при 10%-ном увеличении уставки уровня в момент времени 500 сек.

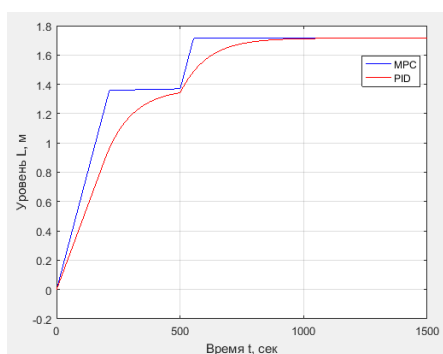


Рисунок 46 – Переходный процесс при 25%-ном увеличении уставки уровня в момент времени 500 сек.

Рисунок 45 – Переходный процесс при 10%-ном увеличении уставки PDR в момент времени 1000 сек.

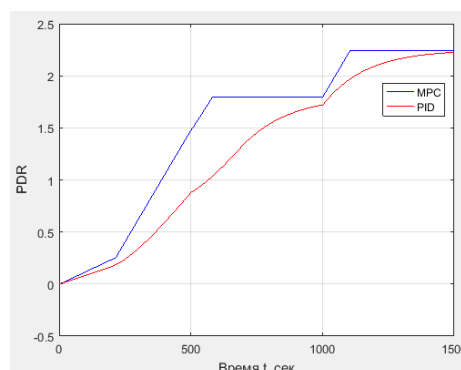


Рисунок 47 – Переходный процесс при 25%-ном увеличении уставки PDR в момент времени 1000 сек.

Показатели энергетических затрат на смену режима работы и показатели быстродействия (время выхода на новый режим), перерегулирования системы сведены в таблицу 9.

Таблица 9 – Энергозатраты и быстродействие при смене режима работы

Режим	Смена уставки на 10%				Смена уставки на 25%			
	Уровень раздела сред		PDR		Уровень раздела сред		PDR	
	PID	MPC1	PID	MPC1	PID	MPC1	PID	MPC1
t_p, c	586,95	510,67	1147,08	1020,83	661,35	541,37	1251,81	1080,38
$\sigma, \%$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Показатель, характеризующий энергозатраты на управление, $B^2 \cdot c$	25285,00	23442,86	76027,83	62756,28	27743,87	26694,85	86305,22	71361,64

Проанализировав графики и данные таблицы 9 можно сделать вывод, что при использовании MPC-регулятора удалось увеличить быстродействие системы, то есть сделать переход из одного режима работы системы на другой более быстрым, при этом энергозатраты на управление также меньше, чем при использовании ПИД-регулятора.

Таким образом, был проведен анализ эффективности усовершенствованного и классического регулирования в условиях изменения уставок в процессе работы объекта исследования.

3.9 Описание автоматизации УПН

3.9.1 Разработка функциональной схемы автоматизации

Функциональная схема автоматизации (ФСА) – это один из основных проектных документов. Функциональная схема автоматизации определяет функциональную структуру и объем автоматизации технологических установок и отдельных агрегатов промышленного объекта. Она представляет собой чертеж, на котором схематически условными обозначениями изображены: технологическое оборудование, коммуникации, органы управления и средства автоматизации (приборы, регуляторы, вычислительные устройства) с указанием связей между технологическим оборудованием и элементами автоматики, а также связей между отдельными элементами автоматики. Вспомогательные устройства, такие, как редукторы, фильтры для воздуха, источники питания, соединительные коробки и другие монтажные элементы, на ФСА не показываются [32].

В рамках данной магистерской диссертации была разработана функциональная схема автоматизации для следующих объектов: сепаратор ВД, сепаратор СД, гидроциклон. ФСА была разработана в соответствии с требованиями ANSI/ISA S5.1 и приведена в приложении Д [33].

На функциональной схеме автоматизации по ANSI/ISA представлены технологическое оборудование, датчики, контроллеры и их функциональные связи. Контур регулирования, представленные на ФСА соответствуют разработанной в Simulink модели, за одним исключением, для упрощения задачи моделирования расход газа на выходе сепаратора ВД был принят равным константе, контур регулирования давления газа не был включен в Simulink модель, так как основной целью было исследовать процесс подготовки нефти.

В представленной ФСА были разработаны контуры регулирования уровня в сепараторе ВД и сепараторе СД, контур регулирования коэффициента перепада давления, контуры измерения значения расхода воды, газа и нефти, также представлены контуры регулирования давления в сепараторах.

3.9.2 Выбор и описание комплекса технических средств

3.9.2.1 Выбор контроллерного оборудования

В разработанной модели УПН имеются три контура регулирования: два контура регулирования уровня и один контур регулирования коэффициента перепада давления. В рамках раздела «Выбор и описание комплекса технических средств» будет произведен выбор контрольно-измерительного оборудования, необходимого для реализации разработанной системы управления технологическим процессом. Контроллерное оборудование предназначено для сбора информации о состоянии технологического процесса (о его параметрах, измеряемых датчиками), для подачи управляющих сигналов на исполнительное оборудование. Рынок контроллерного оборудования предоставляет огромное количество промышленных логических контроллеров (ПЛК) с разными характеристиками и возможностями. При выборе ПЛК выбор остановился на двух крупнейших производителях ПЛК и следующих моделях: Simatic S7-400 от Siemens (рисунок 48) с центральным процессором 416-2 и ControlLogix 1756 от Allen-Bradley (рисунок 49) с центральным процессором 1756-L81E. Характеристики центральных процессоров сведены в таблицу 10 для сравнения.

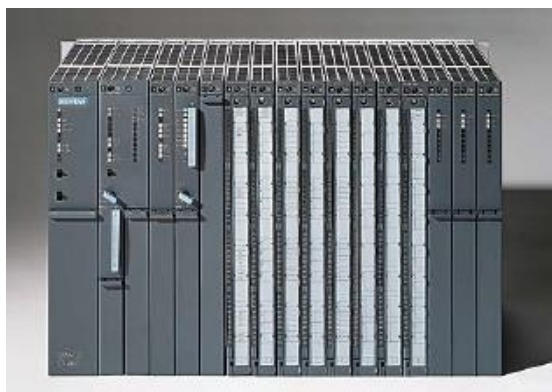


Рисунок 48 - Simatic S7-400 CPU
416-2



Рисунок 49 - ControlLogix 1756 CPU
1756-L81E

Таблица 10 – Сравнение характеристик центральных процессоров

Характеристика		Simatic S7-400 CPU 416-2	Allen-Bradley ControlLogix 1756 CPU 1756-L81E
Память	рабочая	0,8 Мбайт	2 Мбайт
	энергонезависимая	да	да
Время выполнения операций	логические	0,08 мкс	Информация в спецификации отсутствует
	со словами	0,08 мкс	
	с числами с плавающей точкой	0,48 мкс	
Языки программирования		STEP 7 (LAD, STL, FBD), SCL	Relay Ladder Logic (RLL), ST, FBD, Sequential Function Chart (SFC)
Опции связи		Profibus DP, Profinet/Industrial Ethernet	Ethernet/IP, ControlNet
Количество дискретных вводов/выводов, макс		131072	128
Количество аналоговых вводов/выводов, макс		8192	4000
Потребляемый ток, А (5В)		1,5	1,2
Потребляемая мощность, Вт		8	6,2
Вес, кг		0,72	0,394
Рабочая температура, °С		0 - 60	0 - 60
Относительная влажность, %		до 95	до 95
Стоимость, руб.		470 345	273 700

При изучении документации на центральные процессоры [34,35] выяснилось, что спецификация на центральный процессор Allen-Bradley ControlLogix 1756 CPU 1756-L81E гораздо менее детальная и информативная, чем спецификация Simatic S7-400 CPU 416-2. Информация о быстродействии процессорного модуля, детальное описание интерфейсов, функций в спецификации на CPU 1756-L81E отсутствует. По объему рабочей памяти рассмотренные варианты не отличаются, в обоих память энергонезависима за счет питающей батареи. Конечно, стоимость Simatic S7-400 CPU 416-2 значительно превышает стоимость второго варианта процессорного модуля, но учитывая то, что этот процессорный модуль предназначен для построения сложных систем автоматического управления, имеет спецификацию с подробным четким описанием всех характеристик и функций, имеет больший

запас по количеству вводов/выводов было решено использовать этот центральный процессор.

В данном пункте магистерской диссертации стоит отметить, что для реализации MPC-управления можно обратиться к разработкам компании Honeywell [36–38]. Для внедрения усовершенствованной технологии управления процессом Honeywell предлагает контроллер Honeywell's Profit Controller [39]. Он основан на технологии RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology) или на технологии робастного многопараметрического прогнозирующего управления. Profit Controller стабилизирует сложные процессы, приводит процессы на оптимальный рабочий уровень. Его повышенная надежность позволяет контроллеру оставаться в рабочем режиме в более широком диапазоне рабочих условий.

3.9.2.2 Выбор датчиков расхода

Существует множество способов измерения расхода и множество основанных на этих принципах расходомеров: вихревые, кориолисовые, электромагнитные, ультразвуковые, расходомеры переменного перепада давления и др. В качестве принципа измерения расхода был выбран принцип измерения по переменному перепаду давления, широко распространенный в нефтегазовой промышленности. Для измерения расхода таким способом в качестве первичного элемента используются измерительные диафрагмы разных типов (рисунок 50), а также другие сужающие устройства.



Рисунок 50 – Измерительные диафрагмы

Для получения точного результата измерений для всех измерительных диафрагм стандартного типа необходим стабильный поток измеряемой среды через диафрагму, то есть такой поток, профиль которого будет симметричен в точке измерения. Часто вблизи к точке измерения располагаются клапаны, создающие возмущение потока, из-за чего профиль потока в точке измерения становится несимметричным и точность измерений снижается. Для решения этой проблемы длину прямого трубопровода после точки возмущения (точки установки клапана) увеличивают, вследствие чего удается восстановить симметричность профиля потока, однако для реализации такого решения необходимо большое количество труб, а, следовательно, экономические затраты значительно увеличиваются. К примеру, если группа колен трубы расположена в одной плоскости (рисунок 51), для полного восстановления симметричности профиля потока необходимо установить после группы колен прямой участок трубопровода, длина которого составит 51 диаметр трубы, если же группа колен расположена в разных плоскостях (рисунок 52), то потребуется прямой участок трубы длиной 67 диаметров трубы. Прямые участки такой длины реализовать на реальном предприятии очень сложно [40].



Рисунок 51 – Группа колен трубы в одной плоскости

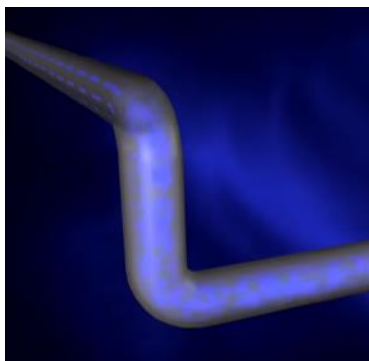


Рисунок 52 – Группа колен трубы в разных плоскостях

Решение этой проблемы было найдено компанией Emerson, которая разработала стабилизирующую диафрагму Rosemount (рисунок 53).



Рисунок 53 – Расходомер со стабилизирующей диафрагмой

Стабилизирующая диафрагма имеет четыре равноудаленные отверстия, которые стабилизируют поток, благодаря чему обеспечивают высокую точность и стабильность измерений. Стабилизирующая диафрагма имеет следующие особенности [41]:

- 1) сокращение длины прямого участка трубопровода от точки возмущения до точки установки датчика до 2 диаметров трубы;
- 2) погрешность от -0,5 до +0,5%;
- 3) возможность прямого монтажа, встроенные импульсные линии;
- 4) экономичность (экономия до 50 % по сравнению со стандартными диафрагмами).

Поэтому для измерения расхода был выбран расходомер Rosemount 3051SFC со стабилизирующей измерительной диафрагмой Rosemount 1595. Характеристики расходомера представлены в таблице 11 [42]. Характеристики диафрагмы представлены в таблице 12 [42].

Таблица 11 – Характеристики расходомера Rosemount 3051SFC

Характеристика	Значение
Диаметр трубопровода, мм	от 15 до 300
Погрешность, %	от 0,75% до 0,8%
Диапазон статического давления, МПа (избыточное давление)	от -0,098 до 25
Диапазон перепада давления, кПа	от 0 до 248

Характеристика	Значение
Выходные сигналы	4-20 мА с цифровым сигналом на базе HART-протокола; Foundation Fieldbus; Wireless
Долговременная стабильность измерений, лет	до 15 лет
Гарантия, лет	15 лет
Защита от переходных процессов	есть
Уровень полноты безопасности	SIL3
Наличие взрывозащищенного исполнения	Ex d IIC T6..T4
Степень защиты	IP66
Стоимость	35 000 руб.

Таблица 12 – Характеристики диафрагмы Rosemount 1595

Наименование параметра	Значение
Погрешность, %	±0,5 %
Диаметр трубопровода, мм	от 50 до 600
Диапазон температуры, °С	от -196 до 427°С (при дифференциальном давлении до 200 кПа (2 бар))
	от 427 до 649 °С (при дифференциальном давлении до 100 кПа (1 бар))
Материал	Нерж. сталь/сплав С-276/сплав 400

Производитель датчика также предоставляет возможность компенсации погрешностей показаний датчика за счет измерения температуры окружающей среды.

Принцип действия расходомера переменного перепада давления основан на зависимости расхода среды от перепада давления, создаваемого измерительной диафрагмой, установленной на пути потока среды. Перепад давления и расход связаны между собой уравнением Бернулли.

$$Q = V \cdot f, \text{ причем} \quad (48)$$

$$V = c \cdot \sqrt{2 \frac{\Delta p}{\rho}}, \quad (49)$$

где V – скорость жидкости,

$c < 1$ – коэффициент расхода;

ρ – плотность жидкости;

Δp – перепад давления в трубопроводе.

Принцип действия выбранного расходомера следующий: измерительная диафрагма является первичным элементом расходомера и устанавливается в

трубопровод, в котором создается разность давлений, поток сужается, проходя через первичный элемент, в следствие чего давление после первичного элемента меньше, чем до него. Создается перепад давления. Давление по импульсным линиям передается на измерительную мембрану измерительного преобразователя, мембрана деформируется в зависимости от разности давлений на разных ее сторонах, мембрана является чувствительным элементом и способна выявить даже незначительные отклонения давления. На основе известного значения перепада давления и уравнения Бернулли становится возможным вычисление объемного расхода вещества.

Элементы расходомерного узла на базе расходомера Rosemount3051 SFC представлены на рисунке 54 [42].

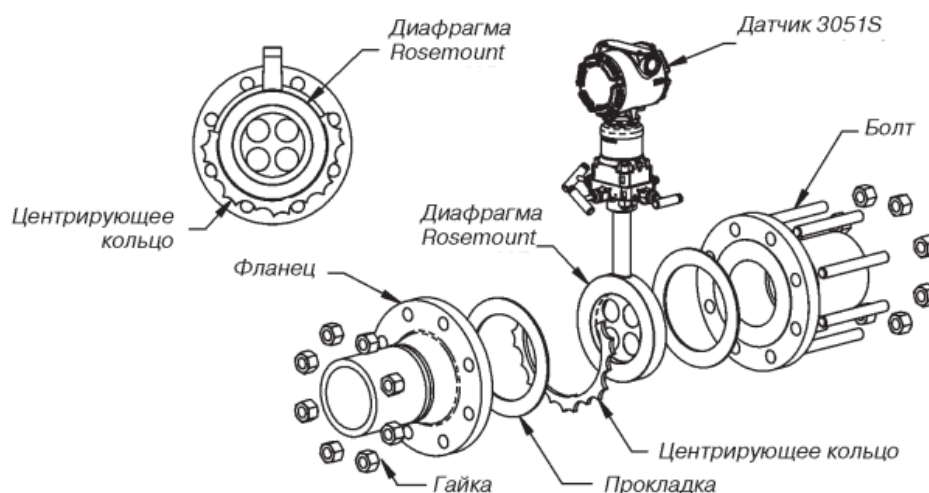


Рисунок 54 - Элементы расходомерного узла на базе расходомера Rosemount3051 SFC

3.9.2.3 Выбор датчиков давления

Датчик давления был выбран на основании анализа характеристик двух вариантов датчиков избыточного давления: Yokogawa EJX530A (рисунок 55) и Rosemount 3051CG на базе платформы Coplanar (рисунок 56).



Рисунок 55 – Yokogawa EJX530A



Рисунок 56 – Rosemount 3051CG

Оба датчика избыточного давления нацелены на измерение давления жидкости, газа или пара. Выходной сигнал датчиков соответствует величине измеренного давления. Характеристики датчиков представлены в таблице 13 [43, 44].

Таблица 13 – Технические характеристики датчиков давления

Характеристика	Yokogawa EJX530A	Rosemount 3051CG
Измеряемая среда	Газ, жидкость, пар	
Сенсорный модуль	монокристаллический кремниевый резонансный чувствительный элемент	Coplanar
Основная приведенная погрешность	±0,04%	±0,065%
Нестабильность нулевого значения	±0,1% (за 10 лет в реальных условиях эксплуатации)	±0,125% (за 5 лет в реальных условиях эксплуатации)
Выходные сигналы	4-20 мА, протоколы Brain, HART FSK, FOUNDATION Fieldbus и PROFIBUS PA	4-20 мА протоколы HART; Foundation Fieldbus; Profibus; WirelessHART
Диапазон измерений	-100...50000 кПа	Min -101...206,84 кПа, Max -101...68947 кПа
Температура окружающей среды	-40...+85°C	-40...+85°C
Наличие взрывозащищенного исполнения	Ex ia IIC T4	Ex ia IIC T4,
Степень защиты	IP66/IP67	IP66
Стоимость	32 000 руб.	35 000 руб.

На основании анализа представленных датчиков избыточного давления выбор был сделан в пользу датчика Yokogawa EJX530A, так как данный датчик имеет меньшую стоимость, при этом меньшую погрешность измерений, меньшую нестабильность нулевого значения. Диапазон измерений данного

датчика, конечно, меньше чем у датчика Rosemount 3051CG, но данного диапазона значений будет вполне достаточно для применения датчика на УПН.

Принцип измерения датчика давления Yokogawa EJX530A является особенным, так как чувствительным элементом в датчике является кремниевый механический резонатор в виде интегрированного в силиконовую подложку единого монокристалла кремния. Эта разработка Yokogawa является уникальной. На кремниевой диафрагме располагаются два чувствительных элемента-резонатора, их деформации отличаются по знаку при приложении разности давлений к сенсору. Кремниевый резонатор сжимается или растягивается в зависимости от знака давления, приложенного к нему, частота его собственных колебаний, соответственно, увеличивается или уменьшается. Изменение собственной частоты резонаторов прямо пропорционально прилагаемому давлению [45].

3.9.2.4 Выбор датчиков уровня

При выборе датчиков-измерителей уровня задача подразделилась на две подзадачи: выбор датчика уровня для измерения уровня технологической среды в сепараторе ВД и выбор датчика уровня для измерения уровня раздела сред нефть – вода в сепараторе СД. Было решено провести сравнительный анализ трех типов датчиков уровня: ультразвуковой, волноводный радарный и радарный.

В качестве ультразвукового датчика уровня был рассмотрен датчик Rosemount 3102 (рисунок 57), в качестве радарного уровнемера был рассмотрен датчик Rosemount 5600 (рисунок 58), а в качестве волноводного радарного уровнемера был рассмотрен датчик уровня Rosemount 5301 (рисунок 59).



Рисунок 57 –
Ультразвуковой
уровнемер Rosemount
3102



Рисунок 58 – Радарный
уровнемер Rosemount
5600



Рисунок 59 –
Волноводный
радарный уровнемер
Rosemount 5301

Характеристики уровнемеров представлены в таблице 14 [46,47,48].

Таблица 14 – Характеристики датчиков уровня

Характеристика	Ультразвуковой уровнемер Rosemount 3102	Радарный уровнемер Rosemount 5600	Волноводный радарный уровнемер Rosemount 5301
Предназначение	измерение уровня, расстояния до поверхности жидкости, объема и расхода в открытых каналах с двумя встроенными сигнальными реле	измерение уровня твердых веществ, жидкостей, суспензий, в условиях быстрого изменения уровня и избыточных условиях процесса	измерение уровня практически любых жидкостей и сыпучих сред и измерение уровня границы раздела жидкостей
Принцип измерения	Измерение промежутка времени между моментом излучения и моментом прихода отраженного эхосигнала	Принцип измерений основан на методе линейной частотной модуляция (FMCW).	Импульсы передаются вниз по зонду, погруженному в среду. Когда импульс достигает среды с другим значением диэлектрической постоянной, часть энергии импульса отражается в обратном направлении. Разница во времени между моментом передачи импульса и моментом приема эхосигнала пропорциональна расстоянию.
Диапазон измерения	от 0,3 до 11 м	от 0,5 до 30 м	от 0,4 до 50 м
Погрешность в опорных условиях (о.у.)	±3 мм (до 1 м), ±0,25% (более 1 м) (о.у.:20°C, 0,13МПа, влажность 50%)	±5 мм (о.у.:20°C, 0,0960- 0,1060 МПа, влажность 25-75%)	±3 мм или 0,03% (о.у.: 25°C в воде, при давлении окр.ср. в 4-дюймовой трубе с исп. функции подстройки в ближней зоне)
Электропитание	2-проводное по сигнальному контуру, 40В пост.тока	24-240 В пост./перем. тока при частоте 0-60 Гц	8-30 В пост. тока
Выходной сигнал	4-20 мА, HART	4-20 мА, HART	4-20 мА, HART, FOUNDATION fieldbus, Modbus, Rosemount 2410

Вес	1,0 – 1,5 кг (в зависимости от материала)	9 кг	2,0 – 4,9 кг (в зависимости от материала)
Температура окружающей среды	-40 ... +70°C	-40 ... +400°C (зависят от антенны, уплотнений резервуара и уплотнительных колец)	Стандартное исполнение: до 150°C (*)
Давление процесса	-0,025 ... 0,3 МПа	-0,1 ... 1 МПа (зависят от антенны, уплотнений резервуара и уплотнительных колец)	Стандартное исполнение: -0,1 ... 4 МПа (*)
Пылевлагозащита	IP66/67	IP66/67	IP66/67
Сертификация для работы в опасных зонах	ATEX, IECEx, CSA	ATEX, IECEx, CSA	FM, CSA, ATEX, INMETRO, NEPSI, X, TIS, IECEx
Электромагнитная совместимость	EN61326 (Класс В)	Излучение и помехоустойчивость: Директива об ЭМС 204/108/ЕС. EN 61326-1:2006. Помехоустойчивость 50081-2. Излучение 50081-1.	Излучение и помехоустойчивость: Директива по ЭМС 2004/108/ЕС, EN61326-1:2006 и EN61326-3-1:2006. Рекомендации NAMUR NE21

*возможны другие исполнения

Все три представленные типа датчиков имеют схожие характеристики, за исключением того, что только один из них – датчик Rosemount 5301 – может быть использован для измерения уровня раздела сред, помимо этого он может измерять и общий уровень вещества в емкости, поэтому именно этот тип датчика был выбран для применения в сепараторе СД для измерения уровня раздела сред нефть-вода. Максимальное давление, которое возможно в сепараторе ВД составляет 2,586 МПа, при таком давлении способен функционировать только датчик Rosemount 5301, поэтому этот тип датчика был выбран и для сепаратора ВД.

3.9.2.5 Выбор исполнительных механизмов

Известны различные типы задвижек: клиновые, шаровые, дисковые и другие. Задвижки являются важнейшим элементом системы трубопроводов, так как именно задвижки являются исполнительными механизмами,

принимающими и приводящими в исполнение задания регулятора. При выборе задвижки необходимо уделить внимание таким явлениям, как вскипание и кавитация, которые приводят к разрушению металла. Внутри клапана возникает сужение потока, вследствие чего давление жидкости может понизиться до значения давления насыщенного пара, жидкость в таком случае частично переходит в состояние пара, это явление называется вскипанием. Кавитацией называется локальное вскипание жидкости. В результате кавитации происходит эрозия поверхности металла. Сужение приводит к возрастанию скорости жидкости в исполнительном механизме, и к падению давления. Точка, которой соответствует максимальное значение скорости и минимальное значение давления называется «vena contracta». Пузырьки образуются в жидкости при понижении давления до давления насыщенного пара, когда после сужения значение давления восстанавливается, пузырьки пара всхлопываются и вещество возвращается в жидкое состояние. После первого возникновения эффекта всхлопывания, пузырьки пара могут образовываться и всхлопываться снова. Локальные струи жидкости могут приводить к разрыву пузырьков, и возникновению локальных волн давления до 700 МПа. Локальные микроструи и волны давления могут привести к серьезному повреждению таких важных частей клапана как седло, плунжер и корпус. Кавитация помимо этого приводит к возникновению шума и вибрации, превышающих норму. Кавитация способна привести к тому, что качество регулирования будет снижено, или же процесс вообще станет неконтролируемым. Однако, кавитация не всегда приводит к повреждениям, ведь то, вызовет кавитация повреждение механизма или нет, зависит от интенсивности кавитации (чем больше потеря давления, тем выше вероятность кавитации), материала клапана (чем тверже материал, тем меньше он подвержен кавитации), продолжительности воздействия кавитации, размера клапана (чем больше клапан, тем сильнее кавитационное воздействие), конструкции клапана и внутренних элементов и наличия протечки при закрытом клапане.

Конструкция клапана и его внутренних элементов очень важна в данном вопросе. Такие клапаны как шаровые клапаны и дисковые клапаны в наибольшей степени подвержены кавитации, так как степень восстановления давления после запорного механизма в таких клапанах достаточно высока. Для того, чтобы снизить воздействие кавитации необходимо учитывать воздействие всех вышеперечисленных факторов [49]. Компании Emerson удалось найти решения проблемы кавитации:

- 1) материал втулок клапанов более твердый для защиты корпуса;
- 2) ступенчатое дросселирование.

Реализовать предложенные решения удалось в специальной разработке - Трим Fisher Cavitrol III (рисунок 60), данный трим позволяет контролировать и даже устранять кавитацию, позволяет продлить срок службы регулирующего клапана, уменьшить экономические потери из-за простоя оборудования при техническом обслуживании. Таким типом трима могут быть оснащены по заказу различные типы клапанов.

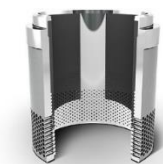


Рисунок 60 – Трим Cavitrol III

Так как шаровые и дисковые клапаны наиболее подвержены явлению кавитации, было решено использовать клапан с поступательным движением штока – регулирующий клапан Vaumann 24000SVF из нержавеющей стали (рисунок 61) [50].



Рисунок 61 – Регулирующий клапан Vaumann 24000SVF с цифровым контроллером клапана

Материал корпуса изготовлен из нержавеющей стали 316L, расходная характеристика равнопроцентная или линейная. Данный клапана может снабжаться электроприводом, специально разработанным для клапанов Baumann серии 24000 [51].

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И
РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

Группа 8ТМ61	ФИО Наумовская Анастасия Алексеевна
-----------------	--

Институт	ИШИТР	Кафедра	СУМ
Уровень образования	Магистр	Направление/специальность	15.04.04 Автоматизация технологических процессов и производств

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсоснабжение»:

<ol style="list-style-type: none"> 1. <i>Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих;</i> 2. <i>Нормы и нормативы расходования ресурсов;</i> 3. <i>Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования.</i> 	<p>Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах, статистических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах.</p>
---	---

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

<ol style="list-style-type: none"> 1. <i>Предпроектный анализ</i> 	<p>Цель проекта, целевой рынок, диаграмма Исикавы</p>
<ol style="list-style-type: none"> 2. <i>Организационная структура проекта</i> 	<p>Исполнители проекта, матрица ответственности</p>
<ol style="list-style-type: none"> 3. <i>Планирование управления научно-техническим проектом</i> 	<p>Иерархическая структура работ, планирование проекта, диаграмма Ганта</p>
<ol style="list-style-type: none"> 4. <i>Расчет бюджета научного исследования</i> 	<p>Расчет затрат проекта (материальные затраты, заработная плата, отчисления)</p>
<ol style="list-style-type: none"> 5. <i>Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования</i> 	<p>Определение научно-технической эффективности работы</p>

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

<ol style="list-style-type: none"> 1. <i>Диаграмма Исикавы</i> 2. <i>Иерархическая структура проекта</i> 3. <i>Диаграмма Ганта</i> 	
---	--

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент отделения социально-гуманитарных наук ШБИП	Верховская Марина Витальевна	к.экон.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
8ТМ61	Наумовская Анастасия Алексеевна		

4 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

4.1 Предпроектный анализ

В рамках магистерской диссертации производится научно-исследовательская работа, в результате которой будут получены:

- модель системы регулирования процессов подготовки нефти на установке подготовки нефти (УПН), включающей два сепаратора и гидроциклон;
- анализ эффективности различных стратегий управления: классической (PID-регулирование (PID – proportional-integral-derivative)), различных стратегий усовершенствованного управления (APC-управление (APC – advanced process control));
- заключение о наиболее подходящем оборудовании для возможной реализации проекта;
- заключение об эффективности различных стратегий управления.

Потенциальные потребители результатов научного исследования – это физические лица (студенты-бакалавры, студенты-магистранты, аспиранты), для физических лиц работа может представлять научный интерес, на основании полученной модели и результатов могут производиться дальнейшие более углубленные исследования.

4.1.1 Диаграмма Исикавы

Работа, выполненная в рамках магистерской диссертации, является научно-исследовательской, поэтому целесообразно будет использовать для анализа диаграмму Исикавы. В работе производилось исследование процессов подготовки нефти на УПН. Для каждой нефтегазовой компании важно качество готового продукта: подготавливаемой нефти или газа. Поэтому необходимо произвести анализ факторов, влияющих на качество исходного продукта. Для анализа факторов, влияющих на качество подготовленной нефти, была построена диаграмма Исикавы (рисунок 62).

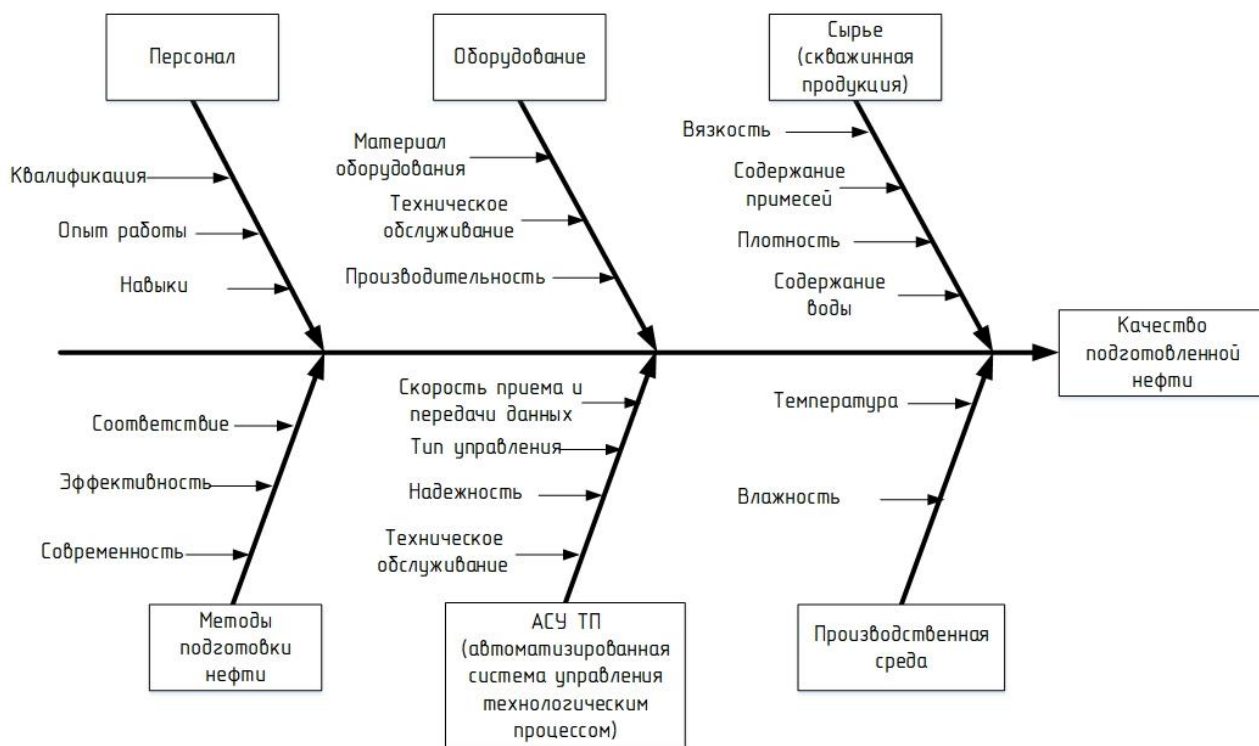


Рисунок 62 – Диаграмма Исикавы. Качество подготовленной нефти

Диаграмма Исикавы содержит объект анализа – качество подготовленной нефти – и шесть факторов, влияющих на объект анализа. В рамках магистерской диссертации уделяется особое внимание трем факторам из представленных: методы подготовки нефти, оборудование для подготовки нефти и автоматизированная система управления технологическим процессом. Далее каждый из представленных на диаграмме факторов рассмотрен более детально:

1) Сырье (скважинная продукция). Скважинная продукция, добываемая на различных месторождениях, имеет различный состав, в нефти может содержаться различное количество воды, примесей механического характера, хлористых солей, серы и сернистых соединений, твердого парафина, сероводорода и тяжелых металлов. Все эти составляющие оказывают влияние на качество как сырой, так и подготовленной нефти. Сера и сернистые соединения, например, сильно уменьшают химическую стабильность горюче-смазочных материалов, применяемых в оборудовании, сера и ее соединения являются агрессивными, приводят к коррозии оборудования и их повышенному износу, что непосредственно влияет на качество подготовки нефти. Чем больше в составе скважинной продукции воды, различных веществ и примесей, тем

сложнее процесс подготовки нефти для получения продукта соответствующего качества.

2) Оборудование для подготовки нефти. От правильного выбора оборудования (сепараторов, гидроциклонов, насосов и т.п.) зависит качество готовой продукции – подготовленной нефти. Материал оборудования должен соответствовать составу добываемой скважинной продукции, материал не должен быть склонен к возникновению коррозии. От качества и периодичности технического обслуживания оборудования зависит то, как качественно и долго будет служить это оборудование. Оборудование должно быть подобрано таким образом, чтобы обеспечить наилучшую подготовку нефти при заданной производительности продукционных скважин.

3) Персонал. Квалификация, опыт и навыки рабочего персонала также влияют на качество подготавливаемой нефти. Рабочие бригады занимаются техническим обслуживанием, диагностикой и ремонтом оборудования, диспетчеры контролируют ход технологического процесса подготовки нефти. Чем выше квалификация персонала, чем больше опыт работы, тем больше вероятность своевременного реагирования на любые отклонения хода технологического процесса от нормы. Диагностика и техобслуживание оборудования, проведенные высококвалифицированным персоналом, позволяют увеличить срок службы оборудования, повысить качество его работы.

4) Методы подготовки нефти. Существует множество комбинаций методов разделения скважинной продукции на составляющие ее фазы, при недостаточно продуманной комбинации методов разделения высока вероятность некачественного очищения нефти от воды, газа и примесей. В рамках магистерской диссертации рассматривается поэтапное, многоступенчатое разделение скважинной продукции.

5) АСУ ТП. АСУ ТП включает три уровня: нижний (КИПиА – контрольно-измерительные приборы и автоматика), средний – контроллерное оборудование, верхний – диспетчерское управление. Для обеспечения требуемого качества нефти необходимо подобрать подходящее оборудование с

высокой надежностью и быстродействием, а самое главное – продумать стратегию управления, которая позволит достичь наилучших показателей качества готовой продукции.

б) Производственная среда. Производственная среда оказывает непосредственное влияние на качество подготавливаемой нефти, так как температура среды, влажность, могут оказывать влияние на контрольно-измерительные приборы, автоматику и оборудование, которые являются основными звеньями технологического процесса. Необходимо подбирать оборудование и приборы, учитывая особенности производственной среды. Приборы должны иметь подходящую степень пылевлагозащиты (IP), должны иметь встроенные алгоритмы компенсации влияния температуры на показания. Также неблагоприятная производственная среда (высокая или низкая температура, высокая или низкая влажность) оказывает влияние на качество работы персонала, в неблагоприятной производственной среде высока вероятность допущения ошибок рабочим персоналом, так как утомляемость персонала будет повышена, будет снижена внимательность и концентрация, что может негативно сказаться на технологическом процессе подготовки нефти.

4.2 Организационная структура проекта

Организационная структура проекта – это соответствующая проекту временная организационная структура, включающая всех его участников и создаваемая для успешного управления и достижения целей проекта. Организационная структура данного научно-исследовательского проекта достаточно проста, так как основными исполнителями являются два лица: магистрант (инженер), являющийся исполнителем, и руководитель. Организационная структура представлена на рисунке 63.

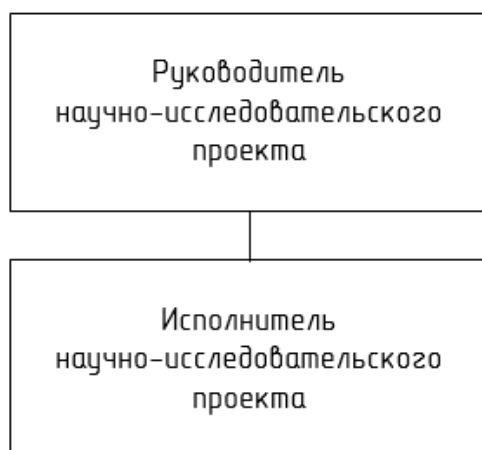


Рисунок 63 – Организационная структура проекта

Роль, функции и трудозатраты каждого участника проекта сведены в таблицу 15.

Таблица 15 – Роль, функции, трудозатраты

№ п/п	ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудозатраты, час.
1	Громаков Евгений Иванович, ИШИТР, кафедра систем управления и мехатроники, Национальный исследовательский Томский политехнический университет, доцент	Руководитель проекта	Координация действий исполнителя проекта, постановка целей, проверка степени удовлетворения требованиям, задание ограничений по ресурсам	40
2	Наумовская Анастасия Алексеевна, ИШИТР, кафедра систем управления и мехатроники, Национальный исследовательский Томский политехнический университет, магистрант	Исполнитель по проекту (инженер)	Выполнение работ по проекту, заданий руководителя, достижение поставленных руководителем целей	640

4.2.1 Матрица ответственности

Матрица ответственности необходима для распределения ответственности между лицами, задействованными в проекте, матрица ответственности представлена в таблице 16. В матрице ответственности указаны

основные этапы проекта. В матрице ответственности «И» - исполнитель, «О» - ответственное лицо, контролирующее ход этапа проекта, «У» - лицо, утверждающее результаты проекта, «С» - лицо, согласующее соответствие результатов этапа требованиям.

Таблица 16 – Матрица ответственности

Этапы проекта	Руководитель	Инженер
Формирование требований к результатам проекта	И	
Поиск, анализ и изучение литературы	О	И
Разработка модели управления технологическим процессом	У, С	И
Внедрение и анализ различных стратегий управления	У	И
Защита проекта	С	И

4.3 Планирование управления научно-техническим проектом

4.3.1 Иерархическая структура работ проекта

Иерархическая структура работ (ИСР) проекта предназначена для детализации укрупненной структуры работ по проекту и представлена на рисунке 64 [52]. Основные этапы проекта представлены более детально, это позволяет лучше понять, какой комплекс работ включает научно-технический проект.

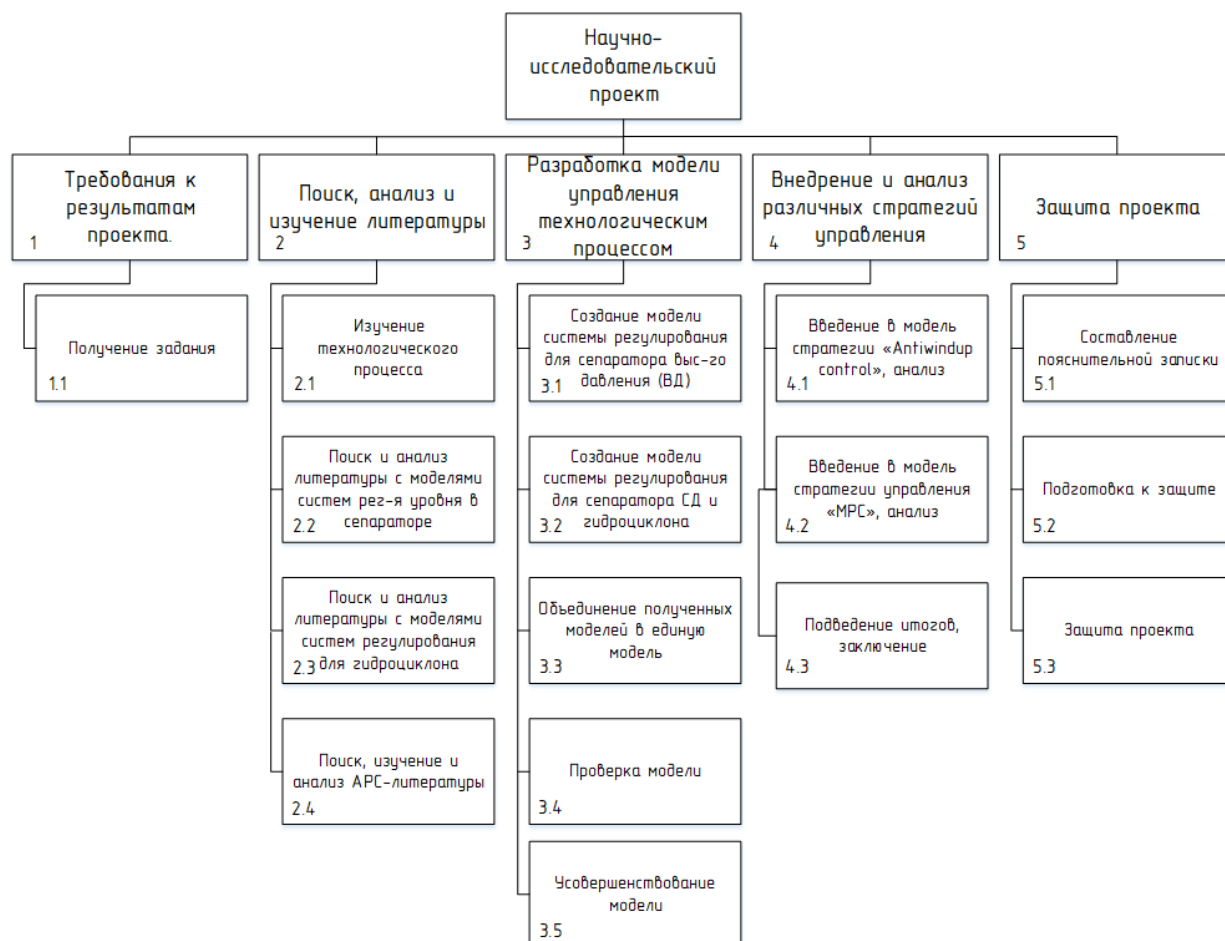


Рисунок 64 – Иерархическая структура работ проекта

4.3.2 Планирование проекта

В рамках планирования научно-технического проекта был построен календарный план проекта [52], который отражен в таблице 17.

Таблица 17 – Календарный план проекта

Код работы (из ИСР)	Название	Длит-ть, дни (рабочие)	Длит-ть, дни (календар.)	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников
1.1	Получение задания для магистерской диссертации	2	2	01.02.2018	02.02.2018	Руководитель, инженер
2.1	Изучение технологического процесса подготовки нефти	1	3	03.02.2018	05.02.2018	Инженер
2.2	Поиск и анализ литературы с моделями систем регулирования	9	11	06.02.2018	16.02.2018	Инженер

	уровня в сепараторе					
3.1	Создание модели системы регулирования для сепаратора ВД	1	3	17.02.2018	19.02.2018	Инженер
2.3	Поиск и анализ литературы с моделями систем регулирования для гидроциклона	11	19	20.02.2018	10.03.2018	Инженер
3.2	Создание модели системы регулирования для сепаратора СД и гидроциклона	4	5	11.03.2018	15.03.2018	Инженер
3.3	Объединение полученных моделей в единую модель	1	3	16.03.2018	18.03.2018	Инженер
3.4	Проверка модели	2	2	19.03.2018	20.03.2018	Руководитель
3.5	Усовершенствование модели	15	21	21.03.2018	10.04.2018	Инженер
2.4	Поиск, изучение и анализ АРС-литературы	8	10	11.04.2018	20.04.2018	Инженер
4.1	Введение в модель системы регулирования уровня в сепараторе ВД стратегии «Anti-windup control», анализ	4	6	21.04.2018	26.04.2018	Инженер
4.2	Введение в модель стратегии управления «МРС» («Model Predictive Control»), анализ	13	22	27.04.2018	18.05.2018	Инженер
4.3	Подведение итогов, заключение	1	3	19.05.2018	21.05.2018	Руководитель, инженер

5.1	Составление пояснительной записки	5	7	22.05.2018	28.05.2018	Инженер
5.2	Подготовка к защите	7	9	29.05.2018	03.06.2018	Инженер
5.3	Защита проекта	1	1	07.06.2018	07.06.2018	Инженер
Итого:		85	127			

Для иллюстрации календарного плана проекта была построена диаграмма Ганта. Построенная диаграмма представлена в приложении Е.

4.4 Бюджет научного исследования

4.4.1 Материальные затраты

Научное исследование выполнялось на ноутбуке Toshiba Satellite R850-115 с установленным необходимым программным обеспечением. В научном проекте были задействованы два лица: руководитель и инженер. Рабочая неделя руководителя составляет 6 дней, рабочая неделя инженера – 5 дней. Научные командировки места не имели, сторонними организациями и предприятиями работы не выполнялись. Специальное оборудование для научного исследования не применялось.

В таблице 18 приведены затраты на материальное обеспечение. К материальным затратам также относятся затраты на электроэнергию, расчет которых производился по формуле (50):

$$C_{эл} = C_{эл} \cdot P \cdot F_{об} = 5,8 \cdot 0,5 \cdot 680 = 1972 \text{ (руб.)}, \quad (50)$$

где $C_{эл}$ – тариф на промышленную электроэнергию (5,8 руб. за 1 кВт·ч);

P – мощность оборудования, кВт;

$F_{об}$ – время использования оборудования, ч.

Таблица 18 – Материальные затраты

Наименование	Марка, размер	Кол-во	Цена за единицу, руб.	Сумма, руб.
Ноутбук	Toshiba Satellite R850-115, 2,54x37,9x25,2 см	1	20 999	20 999
Ручка шариковая	Pilot PBS-GP-F	3	35	105
Тетрадь	Hatber, 12 листов	3	10	30
Всего за материалы				21 134
Транспортно-заготовительные расходы (5%)				1 056,7

Затраты на электроэнергию	1 972
Затраты на интернет	400
Итого по статье С _М	24 562,7

4.4.2 Основная заработная плата исполнителей проекта

Статья включает основную заработную плату работников, непосредственно занятых выполнением проекта, (включая премии, доплаты) и дополнительную заработную плату [52], и рассчитывается по формуле (51):

$$C_{зп} = Z_{осн} + Z_{доп}, \quad (51)$$

где $Z_{осн}$ – основная заработная плата;

$Z_{доп}$ – дополнительная заработная плата.

Основная заработная плата ($Z_{осн}$) рассчитывается по следующей формуле (52):

$$Z_{осн} = Z_{дн} \cdot T_{раб}, \quad (52)$$

где $Z_{осн}$ – основная заработная плата одного работника;

$T_{раб}$ – продолжительность работ, выполняемых научно-техническим работником, раб.дн.;

$Z_{дн}$ – среднедневная заработная плата работника, руб.

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле (53):

$$Z_{дн} = (Z_{м} \cdot M) / F_{д}, \quad (53)$$

где $Z_{м}$ – месячный должностной оклад работника, руб.;

M – количество месяцев работы без отпуска в течение года: при отпуске в 24 раб. дня $M=11,2$ месяца, 5-дневная неделя; при отпуске в 48 раб. дней $M=10,4$ месяца, 6-дневная неделя;

$F_{д}$ – действительный годовой фонд рабочего времени научно-технического персонала, раб. дн. (таблица 19).

Таблица 19 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Инженер
Календарное число дней	365	365
Количество нерабочих дней: выходные дни;	52	104
праздничные дни	14	14
Потери рабочего времени:		

отпуск; невыходы по болезни	48 –	24 –
Действительный фонд рабочего времени	251	223

Оклад инженера 3 категории составляет 9 489 руб. Районный коэффициент по городу Томску составляет 1,3. Тогда основная заработная плата инженера составляет:

$$Z_{\text{осн. инж.}} = 9\,489 \cdot 1,3 = 12\,335,7 \text{ (руб / месяц)}. \quad (54)$$

Среднедневная заработная плата инженера:

$$Z_{\text{дн. инж.}} = (12\,335,7 \cdot 11,2) / 223 = 619,6 \text{ (руб / день)}. \quad (55)$$

Основная заработная плата научного руководителя рассчитывается на основании отраслевой оплаты труда. Отраслевая система оплаты труда в Томском политехническом университете предполагает следующий состав заработной платы [52]:

- оклад – определяется предприятием. В ТПУ оклады распределены в соответствии с занимаемыми должностями, например, ассистент, ст. преподаватель, доцент, профессор.

- стимулирующие выплаты – устанавливаются руководителем подразделений за эффективный труд, выполнение дополнительных обязанностей и т.д.

- иные выплаты: районный коэффициент.

Руководителем научно-исследовательской работы является к.т.н., доцент ИШИТР (инженерной школы информационных технологий и робототехники). Оклад доцента, к.т.н. составляет 33664 руб. без учета районного коэффициента.

Тогда основная заработная плата научного руководителя с учетом районного коэффициента составляет:

$$Z_{\text{осн. рук.}} = 33664 \cdot 1,3 = 43763,2 \text{ (руб / месяц)}. \quad (56)$$

Среднедневная заработная плата научного руководителя:

$$Z_{\text{дн. рук.}} = (43763,2 \cdot 10,4) / 251 = 1813,3 \text{ (руб / день)}. \quad (57)$$

Таким образом, были рассчитаны среднедневная зарплата инженера 619,6 руб./день, и руководителя 1813,3 руб./день. Для расчета заработной платы

участников проекта необходимо взять количество дней работы над проектом из календарного плана проекта. Количество дней работы для руководителя составило 4 дня, для инженера – 81 день. Тогда заработная плата составит:

$$Z_{\text{инж.}} = 619,6 \cdot 81 = 50187,6 \text{ (руб.)}, \quad (58)$$

$$Z_{\text{рук.}} = 1813,3 \cdot 4 = 7253,2 \text{ (руб.)}. \quad (59)$$

4.4.3 Дополнительная заработная плата исполнителей проекта

Дополнительная заработная плата – это выплаты, предусмотренные трудовым законодательством Российской Федерации. Дополнительная заработная плата рассчитывается исходя из 10-15% от основной заработной платы работников, непосредственно участвующих в выполнении проекта [52]. Основываясь на этом приеме, что дополнительная заработная плата научного руководителя составляет 15% от основной, инженера – 10% от основной. Дополнительная заработная плата рассчитывается по формуле (60):

$$Z_{\text{доп}} = k_{\text{доп}} \cdot Z_{\text{осн}}, \quad (60)$$

где $Z_{\text{доп}}$ – дополнительная заработная плата, руб.;

$k_{\text{доп}}$ – коэффициент дополнительной заработной платы;

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

Тогда дополнительная заработная плата инженера и руководителя:

$$Z_{\text{доп. инж.}} = 0,1 \cdot 50187,6 = 5018,76 \text{ (руб.)}, \quad (61)$$

$$Z_{\text{доп. рук.}} = 0,15 \cdot 7253,2 = 1087,98 \text{ (руб.)}. \quad (62)$$

В таблицу 20 сведены расчеты заработной платы исполнителей проекта.

Таблица 20 – Заработная плата исполнителей проекта

Заработная плата	Руководитель	Инженер
Основная заработная плата	7 253,2 руб.	50 187,6 руб.
Дополнительная заработная плата	1 087,98 руб.	5 018,76 руб.
Заработная плата исполнителя	8 341,18 руб.	55 206,36 руб.
Итого по статье С_{зп}	63 547,54 руб.	

4.4.4 Отчисления на социальные нужды

Величина отчислений во внебюджетные фонды определяется по формуле (63):

$$C_{\text{внеб}} = k_{\text{внеб}} \cdot (Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}), \quad (63)$$

где $k_{\text{внеб}}$ – коэффициент отчислений на уплату во внебюджетные фонды (пенсионный фонд, фонд обязательного медицинского страхования и пр.). Отчисления на уплату во внебюджетные фонды составляют 27,1%.

Тогда величина отчислений во внебюджетные фонды составляет:

$$C_{\text{внеб. инж.}} = 0,271 \cdot 55206,36 = 14960,92(\text{руб.}); \quad (64)$$

$$C_{\text{внеб. рук.}} = 0,271 \cdot 8341,18 = 2260,46(\text{руб.}). \quad (65)$$

4.4.5 Накладные расходы

К накладным расходам относятся затраты на управление и хозяйственное обслуживание. Расчет накладных расходов производится по следующей формуле (66):

$$C_{\text{накл}} = k_{\text{накл}} \cdot (Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}), \quad (66)$$

где $k_{\text{накл}}$ – коэффициент накладных расходов.

Накладные расходы в ТПУ составляют 25-35 % от суммы основной и дополнительной зарплаты работников, участвующих в выполнении проекта.

Примем $k_{\text{накл}} = 25 \%$. Тогда накладные расходы составляют:

$$C_{\text{накл. инж.}} = 0,25 \cdot (55206,36 + 14960,92) = 17541,82(\text{руб.}); \quad (67)$$

$$C_{\text{накл. рук.}} = 0,25 \cdot (8341,18 + 2260,46) = 2650,41(\text{руб.}). \quad (68)$$

4.4.6 Бюджет научно-исследовательского проекта

Бюджет проекта формируется на основании подсчитанных планируемых расходов, которые были приведены выше. Полученные значения были сформированы в одну таблицу (Таблица 21), которая отражает затраты научно-исследовательского проекта.

Таблица 21 – Расчет затрат научно-исследовательского проекта

Наименование статьи	Сумма, руб.
Материальные затраты	24 562,7
Основная заработная плата исполнителей	57 440,8
Дополнительная заработная плата исполнителей	6 106,74
Отчисления на социальные нужды	17 221,38
Накладные расходы	20 192,23
Итого:	1253,85

4.5 Определение эффективности исследования

4.5.1 Расчет научно-технического эффекта

Выполняемая работа является научно-исследовательской работой, в результате которой будет получена модель АРС системы управления процессом подготовки нефти на УПН, а также будут получены анализ различных усовершенствованных стратегий управления и заключение об эффекте применения тех или иных методов управления. Конкурентные аналоги подобной работы найдены не были, поэтому при определении эффективности исследования будет использоваться оценка научно-технического эффекта. Расчет научно-технического эффекта применяется для оценки научной ценности, технической значимости и эффективности работ и производится методом балльных оценок. С помощью обобщенной оценки, которая производится по сумме баллов по всем показателям работы, делается вывод о целесообразности научно-исследовательской работы. На основе оценок признаков работы определяется коэффициент научно-технического эффекта работы по следующей формуле:

$$H = \sum_{i=1}^3 k_i n_i, \quad (69)$$

где H – показатель научно-технического уровня (НТУ);

k – весовой коэффициент i -го признака НТУ;

n – оценка (в баллах) i -го признака НТУ.

Оценки и весовые коэффициенты и баллы по каждому из признаков НТУ сведены в таблицу 22.

Таблица 22 – Оценка НТУ

Признак НТУ	Весовой коэф.	Балл	Характеристика разработки	Выбранный балл
Уровень новизны	0,6	8..10 5..7 2..4 0	Принципиально новая Новая Относительно новая Не обладает новизной	5
Теоретический уровень результатов	0,4	10 8 6 2 0,5	Установление закона Глубокая разработка проблемы Разработка способа (программы, устройства) Элементарный анализ Изложение опыта	4
Возможность реализации	0,2	Время реализации		10
		10	В течение первых лет	
		4	От 5 до 10 лет	
		2	Свыше 10 лет	
		Масштаб реализации		4
10	Народное хозяйство			
4	Отрасль			
		2	Одно или несколько предприятий	

Так как в работе рассматриваются современные методы усовершенствованного управления производством, которые на данные момент не являются распространённо применяемыми в производстве, работа обладает новизной. При поиске и анализе литературы не было обнаружено работ, в которых рассмотренные методы применялись для процесса подготовки нефти на УПН, поэтому научно-исследовательская работа может считаться новой. Произведенная работа включает разработку модели УПН и анализ современных методов управления, поэтому она не может быть отнесена ни к элементарному анализу, ни к разработке способа, поэтому выбранный балл теоретического уровня результатов равен 4. В связи с высоким уровнем электроники и быстрым темпом развития техники предложенные стратегии управления процессом подготовки нефти могут быть реализованы в ближайшие 5 лет, предложенные стратегии управления рассматривались применительно к нефтегазовой отрасли промышленности, поэтому масштаб реализации – нефтегазовая отрасль.

Согласно таблице 22, показатель НТУ работы получился следующим:

$$H = 0,6 \cdot 5 + 0,4 \cdot 4 + 0,2 \cdot 14 = 7,4. \quad (69.1)$$

Оценка полученного НТУ производится по таблице 23.

Таблица 23 – Оценка НТУ

Баллы	НТУ
1..4	низкий НТУ
5..7	средний НТУ
8..10	сравнительно высокий НТУ
11..14	высокий НТУ

По представленной шкале НТУ выполненной научно-исследовательской работы соответствует среднему уровню НТУ, так как полученная оценка 7,4 при округлении составляет 7 баллов.

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»**

Студенту:

Группа	ФИО
8ТМ61	Наумовская Анастасия Алексеевна

Школа	ИШИТР	Отделение школы (НОЦ)	Отделение автоматизации и робототехники
Уровень образования	Магистр	Направление/специальность	15.04.04 Автоматизация технологических процессов и производств

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. <i>Объект исследования и целевая аудитория разработки</i>	Рассматриваемым технологическим процессом является процесс подготовки нефти на установке подготовки нефти (УПН), для него создается модель в пакете Simulink среды MatLab, предназначенная для использования её студентами. Модель позволяет произвести настройку регуляторов, провести анализ влияния типа регулирования и настроенных коэффициентов на технологический процесс, выполнить поиск регулирования, не приводящего к аварийной чрезвычайной ситуации технологического характера, такой как разлив технологической среды вследствие перелива сепаратора.
--	--

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. <i>Информативность модели</i>	В данном подразделе была обоснована информативность и доступность понимания разработанной модели.
2. <i>Предотвращение ошибок ввода уставок</i>	В данном подразделе поясняется способ предотвращения ошибок ввода уставок, основанный на введении ограничений на вводимые значения сигналов уставки.
2. <i>Описание сценария аварии сепаратора, который можно исследовать в модели</i>	В данном подразделе описывается сценарий аварии сепаратора и последствия такой аварии, поясняется возможность использования разработанной модели для исследования и анализа поведения технологической среды в сепараторе при разных типах регулирования.

Перечень графического материала:

<i>При необходимости представить эскизные графические материалы к расчётному заданию (обязательно для специалистов и магистров)</i>	Сценарий аварии сепаратора. Модель УПН с классическим управлением. Модель УПН с усовершенствованным управлением.
---	--

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент исследовательской школы химических и биомедицинских технологий	Невский Егор Сергеевич			

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
8ТМ61	Наумовская Анастасия Алексеевна		

5 Социальная ответственность

5.1 Объект исследования и целевая аудитория разработки

В рамках магистерской диссертации производится научно-исследовательская работа, в результате которой будет получена модель системы регулирования процессов подготовки нефти на установке подготовки нефти, включающей два сепаратора и гидроциклон, модель будет подготовлена в пакете Simulink интерактивной среды MatLab. В полученную модель будут внедряться различные стратегии управления: классическое управление (ПИД-регулирование), усовершенствованное управление (APC – advanced process control). Стратегии усовершенствованного управления, в свою очередь подразделяются на «Anti-windup control» и «Model Predictive control». Все внедряемые стратегии управления будут проанализированы, и на основании анализа будет сделан выбор наиболее подходящей стратегии управления.

Целевой аудиторией данной работы являются студенты-бакалавры, студенты-магистры, и, возможно, аспиранты, обучающиеся по направлению подготовки «Автоматизация технологических процессов и производств в нефтегазовой отрасли», имеющие навыки работы в пакете Simulink среды MatLab, владеющие знаниями по теории автоматического управления (ТАУ).

Полученная в результате работы модель управления процессами УПН с классическим ПИД-регулированием в контурах регулирования представлена в приложении В. Полученная модель управления процессами УПН с усовершенствованным управлением представлена в приложении Г. Разработанные модели могут быть полезны для развития навыков настройки ПИД-регуляторов, для настройки контура компенсации интегрального насыщения («Anti-windup control»), для настройки MPC-регулятора.

5.2 Информативность модели

Разработанные модели, представленные в приложениях В и Г, состоят из блоков. Каждый блок модели имеет подпись, что делает модель доступной для понимания. Пример блока представлен на рисунке 65.

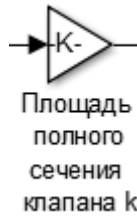


Рисунок 65 – Блок с численным значением площади поперечного сечения клапана

При двойном нажатии на блок появляется окно (рисунок 66), в котором можно посмотреть численные значения блока, а также задать свои значения для проведения исследования.

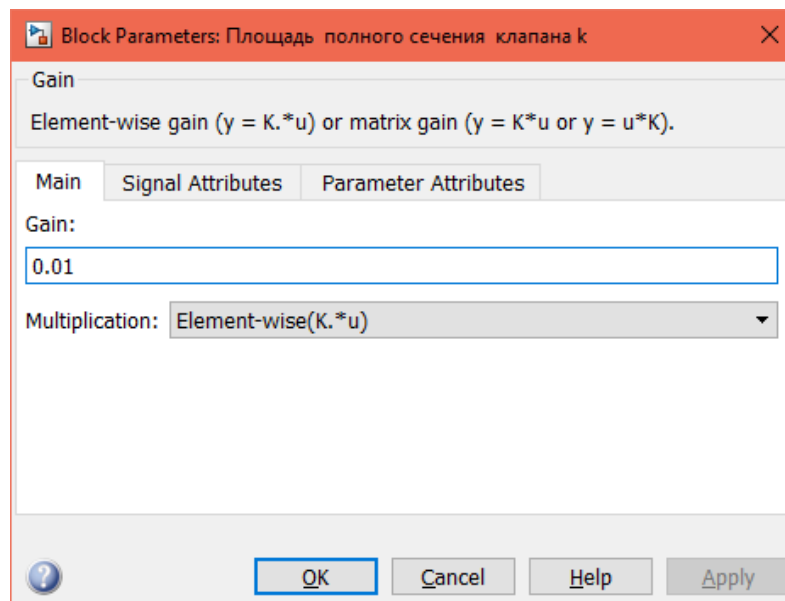


Рисунок 66 – Редактирование численного значения площади поперечного сечения клапана

Наиболее важные переменные, которые необходимо отслеживать при проведении эксперимента выводятся в виде численного значения в конечный момент времени с помощью дисплея (рисунок 67) и в виде графика изменения переменной в течение эксперимента, график отображается с помощью специального элемента для вывода графиков (рисунок 68). Каждый дисплей и каждый график имеют подпись (измеряемая величина и её размерность), для того, чтобы было понятно, какая именно величина отображается на данном дисплее или графике.

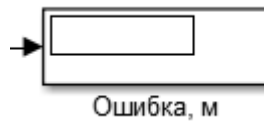


Рисунок 67 – Дисплей для отображения значения сигнала ошибки



Рисунок 68 – Элемент вывода графика ошибки

На дисплее величина отображается сразу, для просмотра графика необходимо дважды нажать на элемент, представленный на рисунке 68. В таком случае появится запрашиваемый график. На рисунке 69 представлен график изменения ошибки во времени, при заданном времени эксперимента – 50 секунд. На рисунке 70 продемонстрирован дисплей с численным значением ошибки в конечный момент времени эксперимента. На рисунке 71 представлен график изменения уровня в сепараторе.

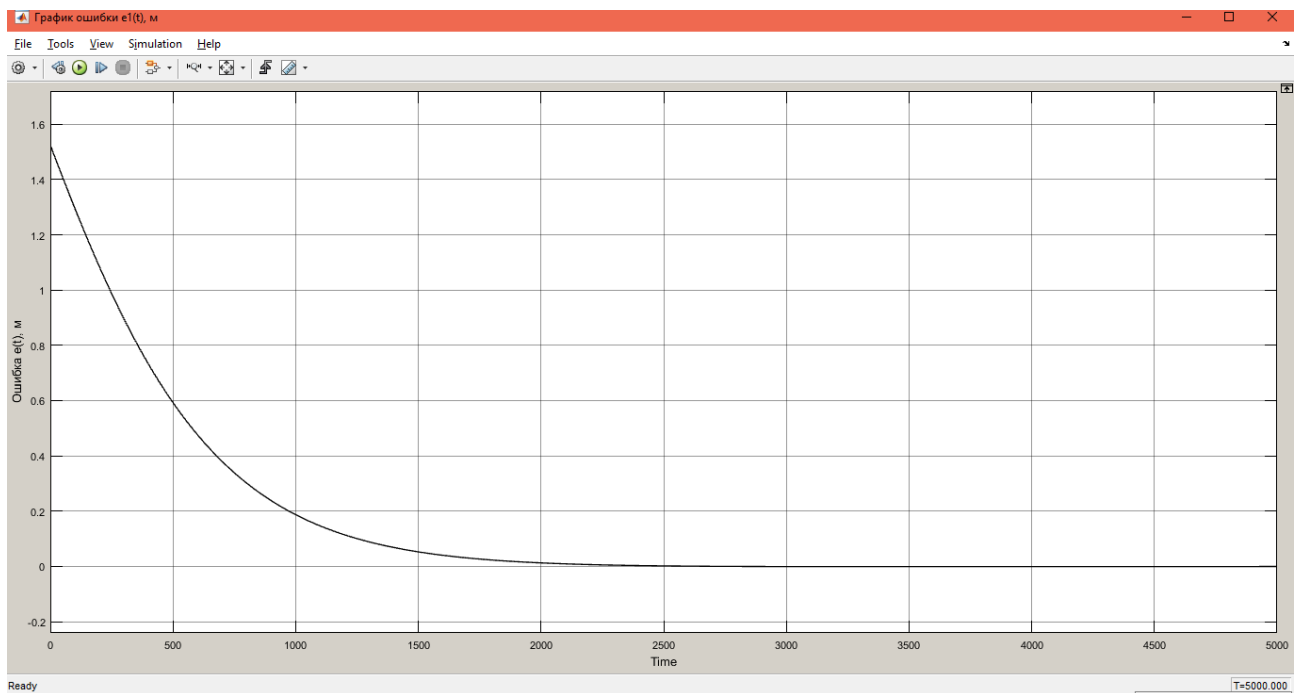


Рисунок 69 – График ошибки

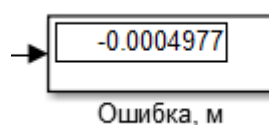


Рисунок 70 – Дисплей со значением ошибки в момент времени 50 секунд

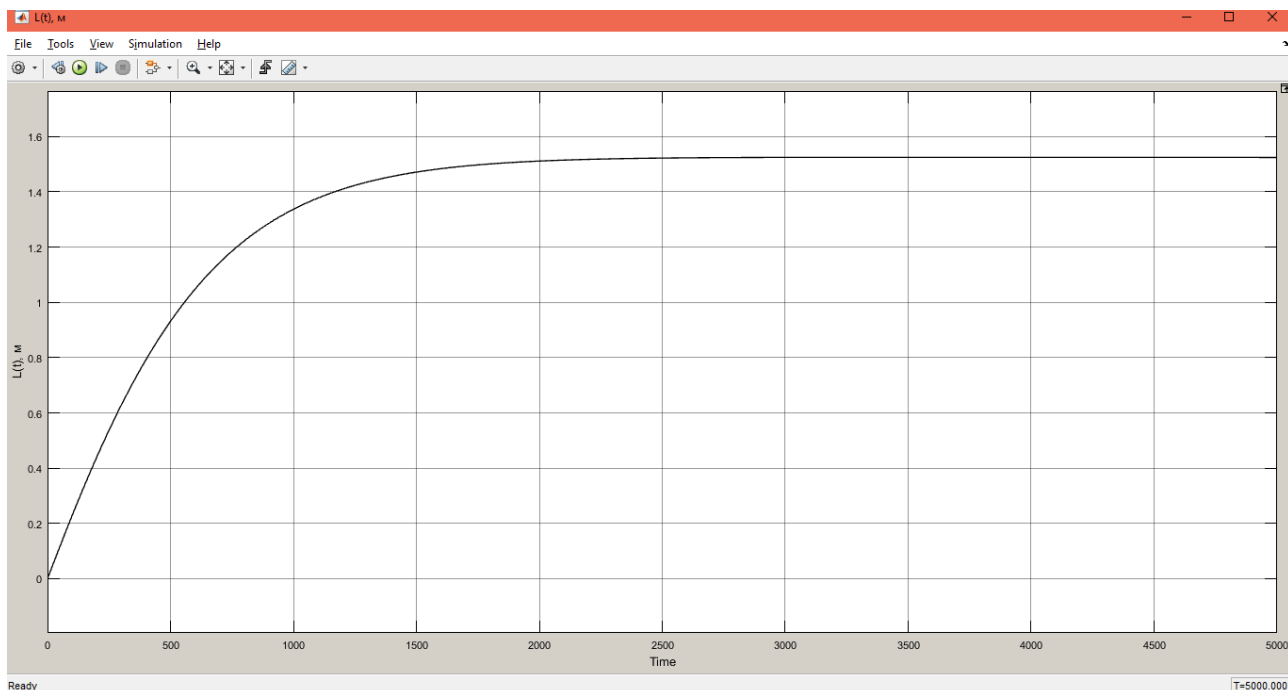


Рисунок 71 – График изменения уровня

Графики имеют подписи осей, также доступны функции масштабирования графиков. Графики удобны для использования и анализа.

5.3 Предотвращение ошибок ввода уставок

При использовании модели пользователь может ввести в качестве уставки изначально неверное значение, в результате чего будут получены графики с ошибкой. Уставкой называется установленное значение величины, которое является заданием для регулятора, это установленное значение величины регулятор достигает и поддерживает. Для контура регулирования уровня в сепараторе 1 (верхний контур регулирования в моделях, приведенных в приложениях) установленным значением уровня будет величина, равная половине высоты сепаратора, так как при таком значении уровня обеспечивается наилучшее разделение нефти, газа и воды в сепараторе гравитационного типа. Сепараторы 1 и 2 являются сепараторами одного размера и имеют высоту, составляющую 3,048 м. Соответственно, логично, что установленным значением уровня в сепараторах не может быть значение, больше 3,048 м. Тогда целесообразно ввести ограничения на уставку, чтобы предотвратить ошибки ввода. Пакет Simulink среды MatLab предоставляет возможность введения

ограничений на сигнал при помощи специального звена «Saturation» (рисунок 72).



Рисунок 72 – Звено для ограничений сигнала

На рисунке 73 представлено окно с настройкой параметров ограничительного звена, открывающегося при двойном нажатии на блок.

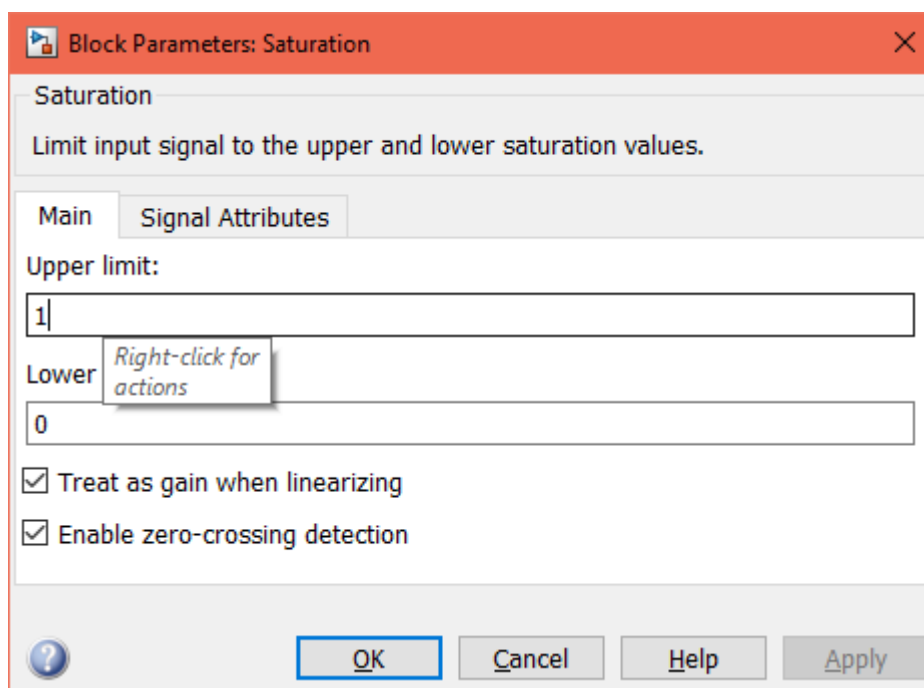


Рисунок 73 – Окно настройки ограничительного звена

Важными параметрами звена являются параметры: «upper limit» – верхний предел сигнала, «lower limit» – нижний предел сигнала. Если на вход звена будет подано значение, превышающее верхний предел, то на выходе звена появится сигнал, равный значению верхнего предела. Такие звенья были установлены в контурах регулирования в сепараторах (верхний и средний контуры в модели), и в контуре регулирования коэффициента перепада давления (PDR) (нижний контур в модели). Коэффициент перепада давления может меняться от -2,204 до 3,043. Уровень в сепараторе может меняться от 0 до 3,048 м. На рисунках 74 – 76 представлены структуры с ограничением сигнала уставки для первого, второго и третьего контуров регулирования соответственно.



Рисунок 74 – Ограничение уставки уровня в сепараторе 1 (верхний контур регулирования)



Рисунок 75 – Ограничение уставки уровня в сепараторе 2 (средний контур регулирования)



Рисунок 76 – Ограничение уставки PDR в гидроциклоне (нижний контур регулирования)

Пределы ограничительных звеньев для каждого контура представлены в таблице 24.

Таблица 24 – Пределы ограничительных звеньев

Контур регулирования	Ограничиваемое значение	Нижний предел ограничения	Верхний предел ограничения
Верхний контур	Уровень	0	3,048
Средний контур	Уровень	0	3,048
Нижний контур	Коэффициент перепада давления	-2,204	3,043

На рисунке 77 представлен блок ограничения с установленными пределами для нижнего контура регулирования.

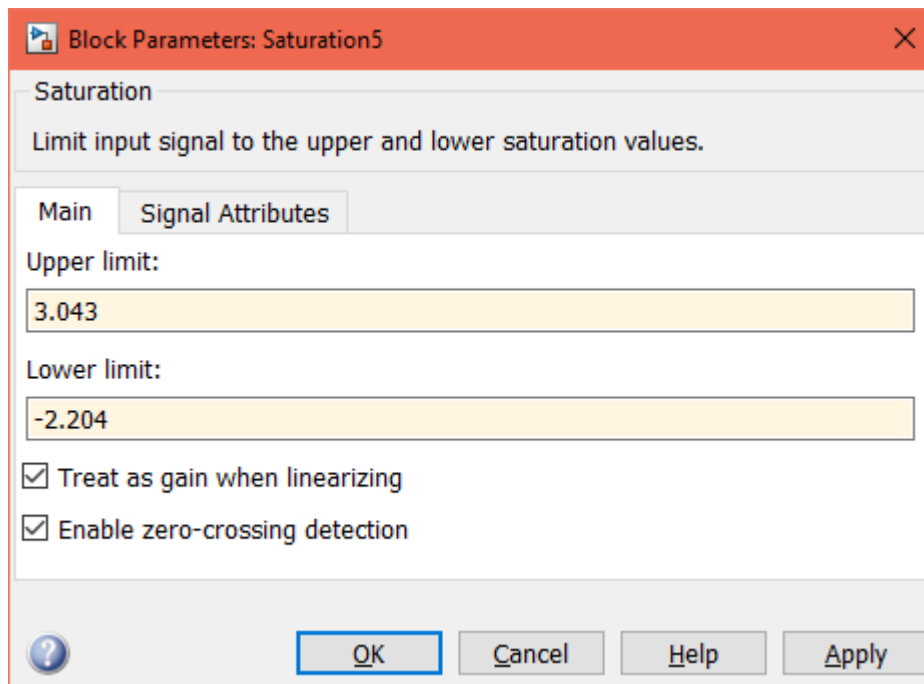


Рисунок 77 – Параметры ограничительного звена для нижнего контура

5.4 Описание сценария аварии сепаратора, который можно исследовать в модели

Разработанная модель позволяет совершенствовать навыки настройки регулятора таким образом, чтобы сепаратор функционировал без аварий. Одна из аварий, которая может повлечь за собой негативные и опасные последствия – это перелив сепаратора.

Рассмотрим сценарий возможной аварии сепаратора, которая на реальном предприятии может повлечь за собой взрыв, пожар, отравление почвы, атмосферы, воды. Сценарий аварии – это полное и формализованное описание следующих событий: фазы инициирования, включая инициирующее событие, аварийного процесса, создавшейся аварийной ситуации, потерь при аварии, включая причинные связи событий аварий.

На рисунке 78 представлена блок-схема одного из возможных сценариев аварий: сценария возникновения, развития и последствий аварии сепаратора.

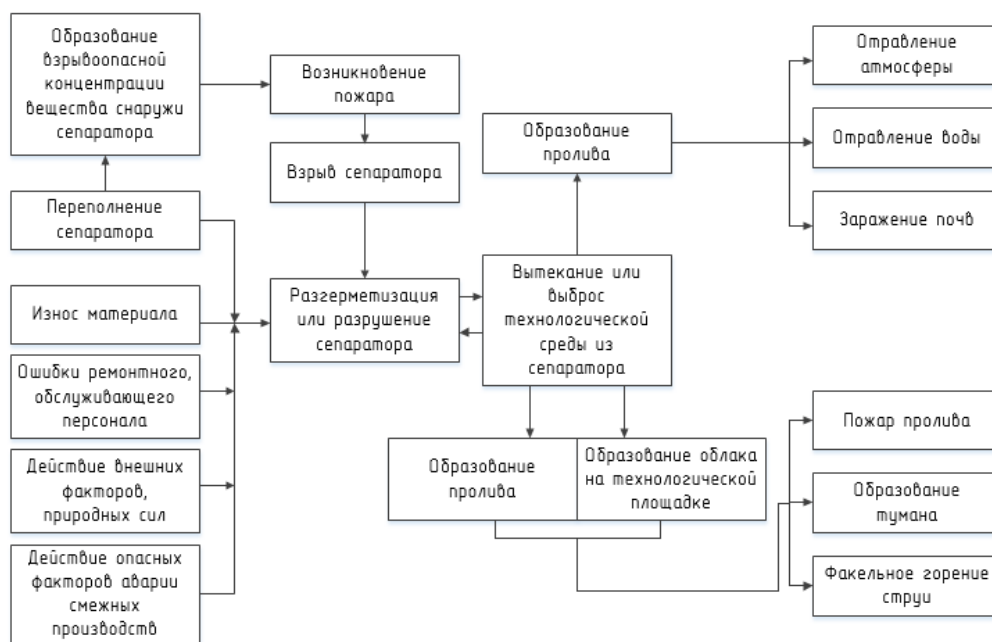


Рисунок 78 – Сценарий аварии сепаратора

В случае превышения максимального предельного уровня технологической среды в сепараторе возможно его переполнение, которое приведет к разливу технологической среды. Разлив повлечет за собой возникновение взрывоопасной концентрации вещества снаружи сепаратора. В такой ситуации возможно последующее возникновение пожара, а затем взрыва и разрушения сепаратора, в таком случае все содержимое сепаратора оказывается снаружи. Разгерметизация сепаратора с последующим вытеканием технологической среды из него наружу приводит к аналогичным последствиям: образование опасной концентрации вещества снаружи сепаратора, которая может вызвать взрыв и/или пожар при воздействии высокой температуры, при контакте с искрой (электрической, механической, электростатической). Образование паров нефти в воздухе рабочей площадки может привести к токсическому отравлению рабочих. Взрыв и пожар влекут за собой гибель людей и тяжкие экологические последствия: заражение и отравление воздуха, почвы и воды.

При исследовании модели можно анализировать состояние сепаратора (уровня технологической среды в сепараторе) по графику уровня. По этому графику можно сделать вывод о том, находится ли технологическая среда в

сепараторе, или же произошел его перелив. График уровня, соответствующий аварийной ситуации представлен на рисунке 79. Такой график был получен при неправильно подобранных коэффициентах ПИД-регулятора.

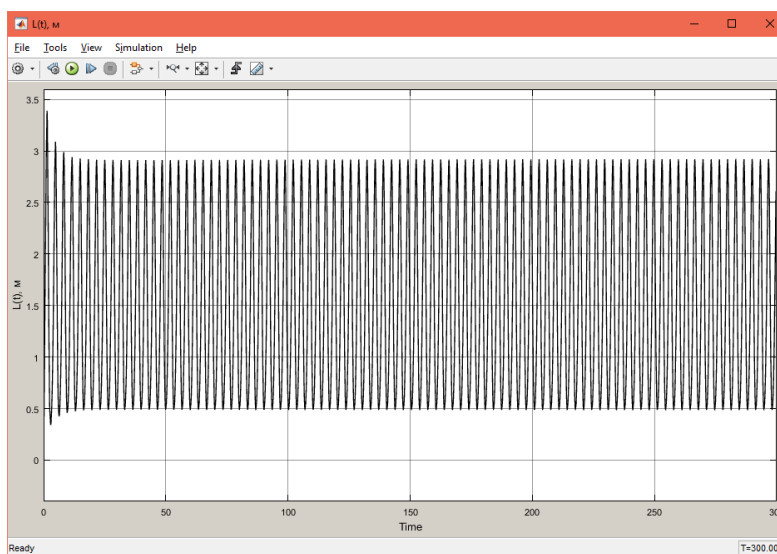


Рисунок 79 – Перелив сепаратора (превышение уровнем среды в сепараторе высоты сепаратора)

При правильно подобранных коэффициентах регулятора уровень в сепараторе будет находится в рамках допустимых пределов (рисунок 80).

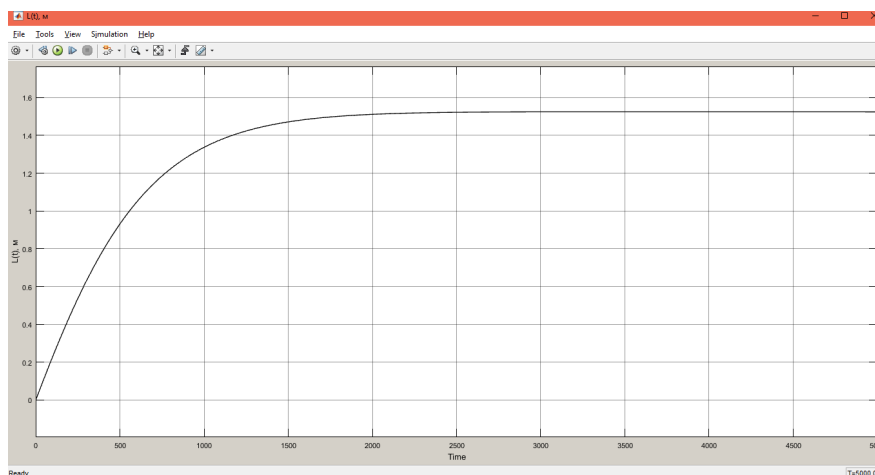


Рисунок 80 – Уровень в сепараторе в пределах нормы

Полученные модели позволят студентам проводить исследование динамики сепаратора при разных типах регулирования и разных коэффициентах регуляторов, анализировать полученные результаты и делать выводы. Полученные модели доступны для понимания, так как блоки, графики и дисплеи имеют подписи, оси графиков также подписаны.

Заключение

В результате выполнения работы была достигнута цель магистерской диссертации, была разработана и исследована система усовершенствованного управления процессами подготовки нефти на установке подготовки нефти (УПН) морской платформы Пильтун-Астохская-А. Были выполнены поставленные задачи:

- изучение основ процессов сепарации и процессов разделения смесей в гидроциклонах;
- создание модели системы управления процессом подготовки нефти на УПН;
- применение усовершенствованной APC-стратегии управления в созданной системе;
- применение классической стратегии ПИД-управления в созданной системе;
- проведение анализа эффективности APC-управления и подведение итогов.

Также в рамках данной магистерской диссертации была создана функциональная схема автоматизации в соответствии с требованиями ANSI/ISA S5.1. Для разработанной системы подготовки нефти был осуществлен обоснованный выбор комплекса технических средств и его описание.

В рамках выполнения работы для сложного объекта (ММО-объекта) был применен MPC-регулятор, который использовался в условиях ограничений на управляющие сигналы. На основании оценки прямых и интегральных показателей качества управления было доказано, что MPC-регулятор, примененный в разработанной модели системы управления подготовкой нефти на УПН и работающий в условиях ограничений на управляющие сигналы, позволяет добиться снижения энергетических затрат на управление, позволяет добиться увеличения быстродействия. MPC-регулирование позволяет добиться сокращения энергетических потерь при смене режима работы, при этом переход

системы на новый режим работы осуществляется быстрее. Снижение энергозатрат позволяет повысить энергетическую экономичность работы рассмотренной системы подготовки нефти.

Полученные результаты доказывают, что усовершенствованное управление позволяет повысить управляемость системы, снизить потери при смене режима работы системы, а также снизить экономические затраты, путем экономии энергетических ресурсов.

В рамках раздела «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение» были представлены цель проекта, целевая аудитория, была построена организационная структура работы, было выполнено планирование работ, расчет затрат проекта и определение научно-технического эффекта работы.

В рамках раздела «Социальная ответственность» была обоснована информативность разработанной модели, был разработан способ предотвращения ошибок ввода уставок, был описан сценария аварии сепаратора, который можно исследовать в модели.

Список публикаций студента

1. Наумовская А.А. Сравнение PID-управления и MPC-управления при регулировании расхода нефти на выходе трехфазного сепаратора // Молодёжь и современные информационные технологии: сборник трудов XV Международной научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых учёных. 4 – 7 декабря 2017 г. – Томск: Изд-во ТПУ, 2018 – С.282 – 283.
2. Громаков Е.И., Касымов К.Ш., Наумовская А.А., Терехов С.А. Прецизионное управление следящей антенной // Интернет-журнал «Науковедение». – М.: Издательский центр "Науковедение", 2017 – Т.9. – №5 – 8 с.
3. Наумовская А.А. Нечеткое регулирование расхода нефти на выходе ГНПС // Молодёжь и современные информационные технологии: сборник трудов XV Международной научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых учёных. 7 – 11 ноября 2016 г. – Томск: Изд-во ТПУ, 2016 – С.329 – 330.
4. Наумовская А.А. Применение нечеткой логики в системе автоматического регулирования фазового состава сырой нефти // Современные техника и технологии: Сборник трудов XXI Международной научной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых 5 – 9 октября 2015 г. – Томск: Изд-во ТПУ, 2015 – Т.2 – С.49 – 51.
5. Наумовская А.А. Сравнение эффективности ПИД-регулирования и нечеткого регулирования в системе управления процессом ректификации нефти // Технологии MICROSOFT в теории и практике программирования: Сборник трудов XII Всероссийской научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых 25–26 марта 2015 г. – Томск: Изд-во ТПУ, 2015 – С.26 – 28
6. Наумовская А.А. Регулятор влажности, обеспечивающий необходимые показатели влажности в инкубаторе // Молодёжь и современные информационные технологии: Сборник трудов XIII Международной научно-

практической конференции студентов, аспирантов и молодых учёных 9–13 ноября 2015 г. – Томск: Изд-во ТПУ, 2015 – Т. 1 – С.209 – 210.

7. Наумовская А.А., Тутов И.А. К развитию человеко-машинного интерфейса SCADA-систем // Системы автоматизации в образовании, науке и производстве AS`2015: труды X Всероссийской научно-практической конференции (с международным участием), Новокузнецк 17–19 декабря 2015 г. – Новокузнецк: СибГИУ, 2015. – С. 49–53.

8. Наумовская А.А. Образование и экономический рост // Экономика России в XXI веке: Сборник научных трудов XI Международной научно-практической конференции «Экономические науки и прикладные исследования: фундаментальные проблемы модернизации экономики России», посвященной 110-летию экономического образования в Томском политехническом университете 18-22 ноября 2014 г. – Томск: Изд-во ТПУ, 2014. – С. 100 – 107.

Список использованных источников

1. Ушева Н.В., Бешагина Е.В., Мойзес О.Е., Кузьменко Е.А., Гавриков А.А. Технологические основы и моделирование процессов промышленной подготовки нефти и газа: учебное пособие / Томский политехнический университет. – 2-е изд. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2013. – 128 с.
2. Башаров М.М., Сергеева О.А. Устройство и расчет гидроциклонов: учебное пособие / под ред. Лаптева А.Г. – Казань: Вестфалика, 2012. – 92 с.
3. Лебедьков А.Е., Кан А.В., Андреев А.Е., Лушников Л.В. Справочник инженера по подготовке нефти. – Нефтеюганск, 2007. – 295 с.
4. Vasudevan Sampath. Intelligent control of compact multiphase separation system: a dissertation. – Tulsa: The University of Tulsa the Graduate School, 2006. – 252 p.
5. Комиссарчик В.Ф. Автоматическое регулирование технологических процессов: учебное пособие (издание второе, расширенное). – Тверь: Изд-во Тверского государственного технического университета, 2001. – 248 с.
6. Кочетов Л.М., Сажин Б.С., Тюрин М.П. Гидродинамическая модель осаждения взвесей в низконапорном гидроциклоне: [Электронный ресурс]. – Режим доступа к ст.: http://ttp.ivgpu.com/wp-content/uploads/2015/11/341_36.pdf.
7. Брагин. В.Г. Математическая модель движения жидкости в гидроциклоне: [Электронный ресурс]. – Режим доступа к ст.: <https://cyberleninka.ru/article/v/matematicheskaya-model-dvizheniya-zhidkosti-v-gidrotsiklone>.
8. Petar Durdevic, Zhenyu Yang. Application of H_{∞} Robust Control on a Scaled Offshore Oil and Gas De-Oiling Facility: Energies. – Vol. 11. – 2018. – 287 p.
9. Дозорцев В.М., Ицкович Э.Л., Кнеллер Д.В. Усовершенствованное управление технологическими процессами (APC): 10 лет в России // Автоматизация в промышленности. – 2013. – №1. – С. 12-19.
10. Дозорцев В.М., Кнеллер Д.В. APC – усовершенствованное управление технологическими процессами // Датчики и системы, 2005. – № 10. – С. 56-62.

11. Camacho E.F., Bordons C. Model Predictive Control. – London: Springer-Verlag, 2004. – 294 p.
12. Holkar K.S., Waghmare L.M. An Overview of Model Predictive Control // International Journal of control and automation. – Vol. 3. – No. 4. – 2010. – P.47-63.
13. Dlima M.F. Nonlinear Model Predictive Control of Gravity Separators: master thesis. – Trondheim: Norwegian University of Science and Technology. – 2017. – 142 p.
14. Надеждина И. С., Горюнова А. Г. и Маненти Ф.З. Системы управления нестационарным объектом на основе MPC-регулятора и ПИД-регулятора с нечеткой логикой // Управление большими системами: [Электронный ресурс]. – Режим доступа к ст.: <http://docplayer.ru/53377728-Nadezhdin-i-s-1-goryunov-a-g-2-manenti-f-3-nacionalnyu-issledovatel'skiy-tomskiy-politehnicheskiiy-universitet-tomsk.html>
15. Wang L. Model Predictive Control System Design and Implementation using MatLab // Advances in Industrial Control. – London: Springer-Verlag, 2009. – 403 p.
16. Денисенко В., ПИД-регуляторы: вопросы реализации // В записную книжку инженера: [Электронный ресурс]. – Режим доступа к ст.: <https://www.cta.ru/cms/f/364276.pdf>.
17. Chongxin Huang, Dong Yue, Xiangpeng Xie, Jun Xie. Anti-Windup Load Frequency Controller Design for Multi-Area Power System with Generation Rate Constraint // Energies. – Vol. 9. – 2016. – 330 p.
18. Клиначев Н.В. и Маргацкая Е.А. PI- и PID-регуляторы. Решение задачи об интегральном насыщении: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://model.exponenta.ru/k2/Jigrein/md_128.htm.
19. Anti-Windup Control Using a PID Controller: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: https://www.mathworks.com/examples/simulink/mw/simulink_product-sldemo_antiwindup-anti-windup-control-using-a-pid-controller.
20. Рылов М.А. Информационная система контроля качества продукции на установке каталитического риформинга бензина: диссертация (рукопись): [Электронный ресурс]. – Режим доступа:

- http://diss.muotr.ru/media/dissertations/2015/05/Рылов_М.А_Диссертация_В_интернет.pdf
21. Сахалин Энерджи. Общие сведения: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://sakhalinenergy.ru/ru/company/overview/>.
 22. Интерактивная карта проекта «Сахалин-2»: [Электронный ресурс]. –Режим доступа: <http://www.sakhalinenergy.com/media /user/sakhalin2/map.html>.
 23. Платформа «Моликпак» (ПА-А): [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.sakhalinenergy.ru/ru/company/company_assets/platforma_molikpak.wbp.
 24. Турбулентный. Викисловарь: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://ru.wiktionary.org/wiki/турбулентный>.
 25. Шестов Р.Н. Гидроциклоны. – Ленинград: Издательство «Машиностроение», 1967. – 78 с.
 26. Поваров А.И. Гидроциклоны на обогатительных фабриках. – М.: «Недра», 1978. – 232 с.
 27. Уравнения Навье – Стокса: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://dic.academic.ru/dic.nsf/ruwiki/56422>.
 28. Thew M. Hydrocyclone redesign for liquid-liquid separation // Chem. Eng. – London: The Chemical Engineer. – 1986. – P. 17–23.
 29. Веремей Е.И., Еремеев В.В. Введение в задачи управления на основе предсказаний: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://matlab.exponenta.ru/modelpredict/book1/0.php>.
 30. Веремей Е.И. Реализация оптимизационного подхода к проектированию систем управления в среде MATLAB: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://matlab.ru/upload/resources/EDU%20Conf/pp%2019-39%20Veremey.pdf>.
 31. Optimization problem. MathWorks: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://www.mathworks.com/help/mpc/ug/optimization-problem.html>.
 32. Лаврищев И.Б., Кириков А.Ю. Разработка функциональных схем автоматизации при проектировании автоматизированных систем управления процессами пищевых производств: метод. указания к практическим занятиям по

курсовому проектированию для студентов спец. 210200. – СПб.: СПбГУНиПТ, 2002. – 51 с.

33. ANSI/ISA-5.1-2009, Instrumentation Symbols and Identification. – North Carolina, USA, 2009. – 128 p.

34. Спецификация Simatic S7-400: Siemens ST70. – 2003. – 99 p.

35. 1756 ControlLogix and GuardLogix Controllers. Technical data: Rockwell Automation Publication. – 2018. – 52 p.

36. Дмитрий Кнеллер, Михаил Шундерюк. 40 лет Хоневелл в России: от «поля» к «облакам». Усовершенствованное управление и оптимизация технологических процессов: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://www.honeywellprocess.com/library/marketing/presentations/advanced-solutions-and-optimization-Dmitry-Kneller.pdf>.

37. Advanced Solutions. Honeywell: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://www.honeywellprocess.com/en-US/training/programs/advanced-applications/Pages/advanced-solutions.aspx>.

38. Advanced Software. Honeywell: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://www.honeywellprocess.com/en-US/explore/products/advanced-applications/Pages/default.aspx>.

39. Profit Controller. Honeywell: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://www.honeywellprocess.com/en-US/explore/products/advanced-applications/profit/profit-optimization-suite/Pages/profit-controller.aspx>.

40. Стабилизирующие диафрагмы Emerson: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://www.youtube.com/watch?v=964ENnkkzxY&t=57>.

41. Расходомеры и первичные элементы Rosemount со стабилизирующими диафрагмами: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www2.emersonprocess.com/ru-ru/brands/rosemount/flow/dp-flow-products/conditioning-orifice-flowmeter/pages/index.aspx>.

42. Расходомеры переменного перепада давления Emerson: [Электронный ресурс]. – Режим доступа:

http://www.pea.ru/fileadmin/files/emerson/rashodomery/Peremennogo_perepada_davleniya.pdf.

43. Датчики абсолютного и избыточного давления. Модели EJX510A и EJX530A. Технические характеристики: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://yokogawa.nt-rt.ru/images/manuals/EJX510A.pdf>.

44. Преобразователь давления измерительный Rosemount 3051: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www2.emersonprocess.com/siteadmincenter/PM%20Metran%20Documents/Catalog/Catalogues/DD/Rosemount-3051.pdf>.

45. Кравченко В.Н. DPНарр – Современные технологии в измерениях давления, расхода и уровня: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://almateks.com/doc/DPharp_4.pdf.

46. Уровнемеры Rosemount 3101, 3102 и 3105. Лист технических данных: Emerson Process Management. – 2013. – 16 с.

47. Уровнемер Rosemount 5600. Лист технических данных: Emerson Process Management. – 2012. – 30 с.

48. Уровнемеры Rosemount 5300. Лист технических данных: Emerson Process Management. – 2014. – 84 с.

49. Кавитация: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://www.youtube.com/watch?v=rqPXTcbM2go&index=7&list=LLCKRZyju041xCWpo5iSAiQ&t=1s>.

50. Регулирующие клапаны Fisher® Baumann™ 24000CVF/SVF: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www2.emersonprocess.com/ru-RU/brands/fisher/ControlValves/slidingstem/univglobevalves/24000cvf_svf/Pages/Baumann24000CVFSVF.aspx.

51. CML Electric Actuator for Baumann™ 24000 Series. Product Bulletin: Fisher. – 2018. – 8 р.

52. Гаврикова Н.А., Тухватулина Л.Р., Видяев И.Г., Серикова Г.Н., Шаповалова Н.В. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение:

учебно-методическое пособие / Томский политехнический университет. –
Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2014. – 73 с.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение А

Water-gas-oil separators and hydrocyclones. APC-control

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
8ТМ61	Наумовская Анастасия Алексеевна		

Консультант – лингвист отделения иностранных языков:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ст. преподаватель	Шепетовский Денис Владимирович			

Introduction

Safety, production reliability and product quality improvement issues are not only important issues for modern enterprises, issues of production economy, reduction of economic losses are important too; they can increase economical profitability of the enterprise. Advanced process control (APC) is aimed at increasing the profitability of the enterprise by increasing the productivity of technological units, reducing energy losses, stabilizing product quality indicators, reducing losses caused by changing the operating mode, increasing the stability and safety of installations, and also increase the controllability of technological units. MPC-control or Model Predictive Control, which is the main direction of APC-systems development, allows the enterprise profit increasing in conditions of constraints imposed on controlling and controlled variables, as well as in controlling complex multivariable objects.

The oil industry is the leading industry of Russian Federation, and the oil industry objects are complex objects with many parameters and constraints imposed on them. Oil, in turn, is a vital raw material for mankind, oil and oil products are widely used in both light and heavy industries. That is why it is necessary to pay special attention to the issues of control and regulation at oil production and oil treatment enterprises, to issues of the enterprises' economic efficiency's increasing, to energy and material costs reducing, to improvement oil and petroleum products quality, and to resources saving.

Within the framework of this master's thesis, an APC-system for oil treatment control in an oil treatment unit (OTU) was developed, the effectiveness of APC-control strategy was analyzed, the analysis was based on an assessment of the direct and integral indicators of control quality.

Within the framework of the master's thesis the following tasks were performed:

- studying the basis of mixtures' separation in separators and hydrocyclones;
- developing a MatLab model of oil treatment control system;

- implementing of APC-control strategy;
- implementing of PID-control strategy;
- APC-control effectiveness analysis, summarizing and concluding.

In addition, a process and instrument diagram (P&ID) for OUT was developed, and a selection of the equipment for OUT was made.

Within the framework of the section «Financial Management, Resource Efficiency and Resource Saving» the analysis of the factors affecting the quality of produced at OUT oil was made using Ishikawa charts, the organizational structure and the work schedule were presented, the cost of performed work and the scientific and technical effect were estimated .

Within the framework of the «Social responsibility» section, an explanation of the information content of the developed model was presented, a method of protecting the model from entering of incorrect set values was presented, and a scenario of the separator accident that can be investigated using the developed model was discussed.

1 Literature review and problem statement

The object of this master's thesis research is a control system for oil treatment process at oil treatment unit (OTU). Existing control systems, based on classical control methods, are compliant with safety requirements and perform the required functions, but it is noteworthy that these systems do not fully meet the efficiency requirements. Companies today want to not only get a safe technological process, but also to reduce economic losses, operating costs, to increase production profits and to improve product quality, thereby gaining a leadership position among competing companies. These goals can be achieved by taking the process to an optimal operating mode, using an advanced approach to control – APC (Advanced Process Control). APC allows to improve the technological process, not by acquiring new expensive technological equipment, but by rationalizing the process control system, the rationalizing of the control system is much cheaper than the acquiring of new equipment. The main direction of APC development is MPC (Model Predictive Control).

Proportional-integral-differentiating (PID) regulators are widely applied in control systems of oil and gas industry. PID-controller has a simple and compact structure and, in most cases, allows to achieve the control objective, in addition, the effectiveness of PID-control algorithms is enhanced by new developments and ideas: different variants of the differentiating component are implemented, PID-regulator's structures allowing feedforward control are developed. However, the main issue of the PID-controller using is its coefficients adjusting. Currently, the adjustment of the PID-controller coefficients can be carried out automatically, but the problem is that the majority of technological processes in oil and gas industry have parameters that drift with time, so that a once-tuned PID-controller will not be able to achieve the control target throughout the operation of the control object. As a result, constant adjustment of the PID-controller parameters is necessary. In addition, for all production processes, it is true that the greatest economic benefit can be obtained with the optimal values of the parameters, which depend on the ratio of the product cost and expended resources cost, therefore, it is necessary to control the process optimally. Traditional algorithms often do not work in the optimal mode and this leads to a loss of efficiency of the technological process.

The oil and gas industry's some objects are complex objects with many inputs and many outputs. There are complex cases of control over the technological process in oil and gas industry. Thus, during oil quality controlling in a separator, a pressure, a flow, and the quantities determining oil quality and its composition are controlled periodically in the laboratory in a manual mode and, therefore, they are not directly regulated. Even more difficult is petrochemical industries control. In these and similar cases automation with additional properties is required. To solve such problems, control methods based on predictive models were created.

In real systems the so-called «windup» effect takes place, which caused by nonlinearities of some real system's elements. These nonlinearities are caused by constraints on engine power, rotation speed, angle of rotation, cross-sectional area of the valve etc. Such nonlinearities lead to the fact that the control loop is in saturation, when a variable set value is reached, and the loop becomes open, because the change

of the variable at the input of the nonlinear link does not cause changes in the variable at the output of this link. Windup takes place in a system with a regulator that has a nonzero integral coefficient. Windup leads to a deceleration of the transient process, and can also lead to a large overshoot. It is possible to prevent the negative effects of windup using the «anti-windup control» strategy.

Development of the master's thesis included following main stages:

- searching, studying and analyzing the literature;
- developing a process control model;
- implementing and analyzing various APC strategies.

Literature searching was divided to the following directions: searching of literature with a description of separators and hydrocyclones' work principles and with description of their mathematical models; searching of literature with description of APC methods.

Before proceeding to the formulation of the necessary mathematical models, it was necessary to study information about the processes that occur during the separation and during the hydrocyclone operation. To study this information the following literature was used: the book *Technological Foundations and Modeling of Oil and Gas Field Preparation Processes* by N. Usheva, the book *The Design and Calculation of Hydrocyclones* by M. Basharov and O. Sergeeva, the work *Handbook of an Engineer for the Oil Preparation* by A. Lebed'kov, A. Kan, A. Andreev and L. Lushnikov [1,2,3]. In these works, the processes occurring in separators and in hydrocyclones are described in sufficient detail. The fundamentals of separation and hydrocyclone separation of the mixture are given in this master's thesis.

During the formulation of the mathematical model of the separator, the work *Intelligent Control of a Compact Multiphase Separation System* by V. Sampath [4] and the book *Automatic Regulation of Technological Processes* by V. Commissarchik [5] were used. The first work was useful for the formulation of the control system's overall structure, this work helped to create an understanding of signal transformation's features during its sequential passage through the elements of technological process. The second work was used to understand the relationship between the pressure, the

valve flow coefficient and the volume flow rate through the valve. Equations presented by V. Commissarchik were used to convert the flow rate into a pressure value. On the basis of these works, a control system for the liquid level regulation in a high pressure separator and a medium pressure separator were formed.

The studying of the processes occurring in the hydrocyclone during the separation of oil and water mixture allowed to conclude that these processes are complex, and also to understand that the formation of a hydrocyclone's mathematical model is a rather complex task. For the formulation of the hydrocyclone's mathematical model, the following works were analyzed: *Hydrodynamic Model of Suspended Matter Sedimentation in a Low-Pressure Hydrocyclone* by L. Kochetov, B. Sazhin and M. Tyurin [6]; *Mathematical Model of Fluid Motion in a Hydrocyclone* by V. Bragin [7]. The first work included a theoretical description of centrifugal separation process with a rotating flow of a sufficiently viscous fluid; the description was based on the Navier-Stokes equations and the equation of flow continuity. In the second work, the derivation of integral equations was presented, these equations allow to simulate mathematically the motion of real and ideal liquids in the hydrocyclone's working zone. Nevertheless, these studies did not reveal the relationship between the input, control and output signals of the hydrocyclone. This task was solved with the help of Danish scientists Durdevic P. and Yang Z. work: *Application of H_∞ Robust Control on a Scaled Offshore Oil and Gas De-Oiling Facility* [8]. In this paper, a mathematical model of the «separator-hydrocyclone» system was considered. There are two input control signals, two output signals and five state variables in the model. The model was taken as a basis for modeling the work of a medium pressure separator and a hydrocyclone in this master's thesis.

After the completion of the mathematical models formation, literature searching to study APC methods was started. APC is discussed in Russian and foreign literature. In the article *Advanced Process Control (APC): 10 years in Russia* by V. Dozortsev, E. Itskovich and D. Kneller [9], the basics and history of APC development in the world and in Russia were considered. In another paper *APC – Advanced Process*

Control by V. Dozortsev and D. Kneller [10] it was explained what APC is, what it includes and what it gives, what is the benefit of APC use.

The central link of APC systems is the system with Model Predictive Control (MPC), in order to gain a deeper understanding of this control strategy, the following works were studied: *Model Predictive Control* by E. Komacho and Ts. Bordons [11]; *An Overview of Model Predictive Control* by K. Holkar and L. Waghmer [12], *Nonlinear Model Predictive Control of Gravity Separators* by M.F. Dlima [13], *Control Systems for a Nonstationary Object Based on an MPC-regulator and a PID-controller with Fuzzy Logic* by I. Nadezhdin, A. Goryunov and F. Manenti [14]. To configure the MPC-regulator in MatLab, in addition to the official Matlab users support site and Matlab program's references, the book *Model Predictive Control System Design and Implementation using MatLab* by Luping Wang [15] was used.

To study the anti-windup control strategy (control strategy to prevent the phenomenon of windup) the following papers were studied: *PID-regulators: Implementation Issues* by V. Denisenko [16], *Anti-windup Load Frequency Controller Design for the Multi-Area Power System with Generation Rate Constraint* by Chongxin Huang, Dong Yue, Xiangpeng Xie and Jun Xie [17]; *PI- and PID-regulators. Solution of the Windup Problem* by N. Klinichev and E. Margatskaya [18]. The given works allowed understanding the concept of anti-windup control. To implement this control strategy in the Simulink package, the method presented in the work *Anti-windup Control Using a PID-controller* on the Matlab user support site was applied [19].

The books, manuals and articles reviewed allowed to form an understanding of APC control strategy and to implement such control in the oil treatment process. Within the framework of this master's thesis the following tasks were performed:

The purpose of this master's thesis is to carry out a comparative analysis of various control strategies for oil treatment processes at oil treatment unit.

3 Main part

3.1 Sakhalin-2 Project

The target of the Sakhalin-2 Project is to develop oil and gas fields: Piltun-Astokhskoye and Lunskoye in the Russia's Far East (in the Sea of Okhotsk in the northeast of Sakhalin Island). The operator of the Project is «Sakhalin Energy» company [21].

Year-round production of oil and gas from three offshore platforms is performed within the framework of the Project. Oil and gas are transported via a ground-surface pipeline to Onshore Processing Facility (OPF) located in the northeast of Sakhalin Island, and via trans-Sakhalin pipelines to the liquified natural gas plant (LNG) and oil export terminal (OET) in the south of Sakhalin.

The Piltun-Astokhskoye oil field was discovered in 1986. The Piltun-Astokhskoye field was divided into the Astokh and Piltun areas for optimal development. The offshore oil and gas production platform Piltun-Astokhskaya-A (PA-A, or Molikpaq) was installed at the Astokh area in September, 1998, at 16 km from the coast, the depth of the sea at the installation site is 30 m [21].

The hydrocarbons produced by the Molikpaq are combined with the hydrocarbons produced by PA-B platform (on the Piltun section) in the pipeline complex in the coastal zone of Sakhalin island, then oil and gas flow to the OPF by two separated gas and oil pipelines.

The OPF is treating oil, processing gas and condensate produced at the fields by platforms PA-A, PA-B, and Lunskaya-A (Lun-A). Subsequently, the treated oil and condensate flow to the oil pipeline, the gas flow to the gas pipeline, and then they flow to the OET and LNG by two separate pipelines. The LNG of the Sakhalin-2 Project is the first such facility in Russia. It is located in the south of Sakhalin Island and is intended for receiving, treating and liquefying natural gas. OET is located in the south of Sakhalin, east of LNG. Here, oil is stored in tanks before its shipment to tankers through a tanker loading unit (TLU).

The TLU acts as a single-anchor berth and is located in Aniva bay, in 4.8 km from the coast at a depth of 30 m. Oil from oil storage tanks is fed to the TLU via a sea pipeline. TLU can provide service up to 100 tankers per year.

The structural diagrams of the Sakhalin-2 Project are presented in Figures 2 [22].

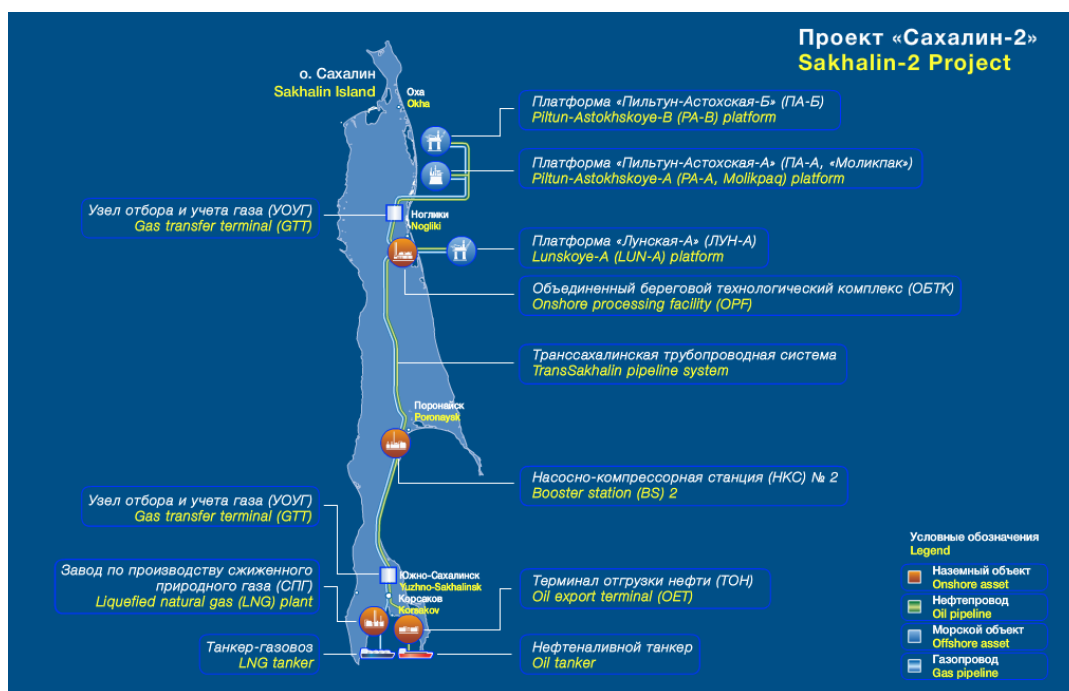


Figure 2 – Sakhalin-2 Project structural diagram

3.2 Molikpaq (PA-A) oil and gas platform description

The Molikpaq (PA-A) platform is the first offshore oil production platform in Russia. Industrial production of shelf oil on the Molikpaq platform began in 1999 [23].

The platform is a converted ice class rig that was previously used in the Arctic waters of Canada coast. The whole upper part of the platform is called the «main deck». «Main deck» is divided into 20 compartments: an accommodation module, engineering and power equipment modules, a helipad, a storage room, a drilling complex, towing equipment and deck cranes, a technological module consisting of technological equipment intended for wells processing and others. The main working areas are closed, temperature control and ventilation are provided in these areas.

The platform has been operating in year-round mode since December, 2008. Oil from the platform flows to TLU through the trans-Sakhalin pipeline.

The Molikpaq platform has the following characteristics [23]:

- 1) platform is located 16 km off the coast of Sakhalin Island north-eastern part;

- 2) the width of the platform is 120 m;
- 3) the weight of the platform is more than 37 500 tons;
- 4) living quarters of the platform are designed to accommodate 134 permanent and 30 temporary workers;
- 5) when the platform was being installed, 278 000 m³ of sand was buried in the base of the platform as a ballast;
- 6) production capacity of the platform: oil – 90 thousand barrels per day (11 538 tons per day); associated gas – 1,7 million m³ per day;
- 7) operational platform wells: 13 oil wells, 4 water injection wells and 1 gas injection well.

The 3D scheme of the Molikpaq platform is shown in Figure 4 [23].

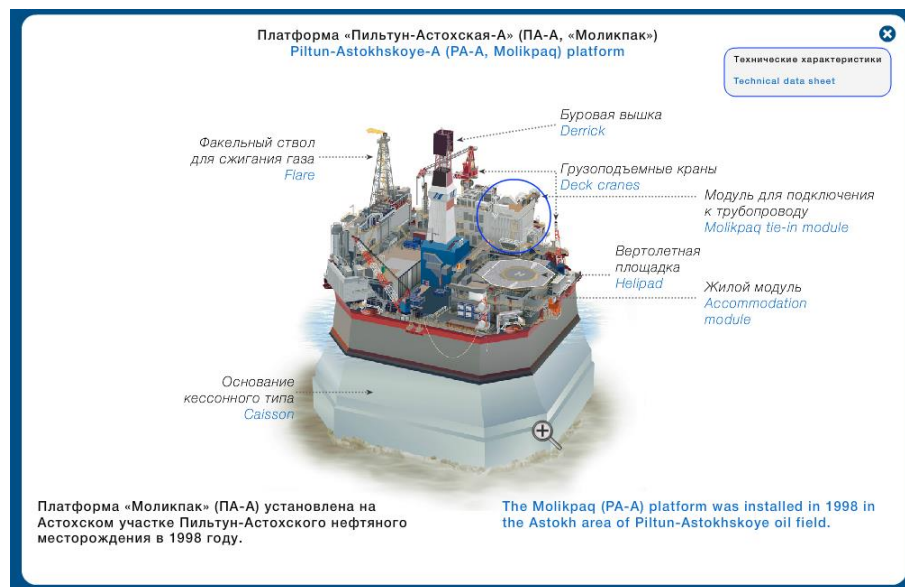


Figure 3 – 3D scheme of the Molikpaq platform

3.5 A description of water-gas-oil mixtures' separation processes in separators and hydrocyclones

3.5.1 High-pressure separator's operation features

Produced fluid is a three-phase mixture of oil, water and gas. Production fluid flows to the high-pressure separator at the initial operational stage, a part of the production fluid can be sent to the test separator through the comb to determine the productivity of a particular well. The high-pressure separator is a horizontal separator. The part of the gas is separated from the production fluid during its being in the high-

pressure separator. The fluid stream hits the inlet baffle when it enters the separator, the hit results the sharply decrease of flow's impulse. The primary separation of gas and liquid takes place at this moment. The large drops of liquid entrained by the gas fall under the action of gravity. The liquid settles in the liquid collection section for a certain time, which is necessary for the gas bubbles entrained by the liquid to escape to the surface and to join the main volume of the gas. A level sensor measures the liquid level in the separator, when the specified liquid level is exceeded, the separator outlet valve opens and the liquid enters the next separation stage.

After hitting the inlet baffle, the gas continues to move horizontally through the secondary separation section (above the liquid), during this movement the lighter drops of liquid that were in the gas after passing the inlet baffle fall down to the liquid collection section under the action of gravity. The simplified diagram of the horizontal high-pressure separator is shown in Fig. 4.

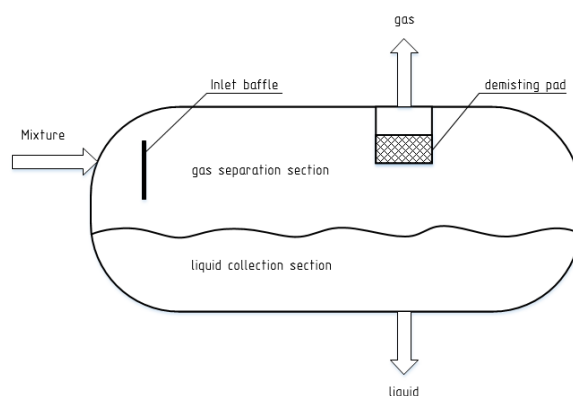


Figure 4 – Diagram of the horizontal high-pressure separator

However, some droplets are so small that they do not fall under the action of gravity and continue to move with the gas through the separation section. To separate such small droplets of liquid in the separator, there is provided a demisting pad, the nozzles of which collect small droplets of liquid, these droplets merge into the larger droplets and fall into the liquid collection section.

In the high-pressure separator, pressure control is also provided: the pressure sensor measures the pressure in the tank, and if a pressure deviation from the set value takes place, the valve at the gas outlet opens; the required pressure in the separator is maintained by controlling the flow rate of the gas.

Usually horizontal separators are operated with a liquid level in the tank of 50%; this provides the maximum interface area [1].

3.5.2 Medium-pressure separator's operation features

After separating a part of the gas in the high-pressure separator, the liquid flows to the gravitational medium-pressure separator. The medium-pressure separator is a three-phase separator designed to separate immiscible phases: oil, water and gas. The model of the separation mechanism in a horizontal three-phase separator is shown in Fig. 5 [1].

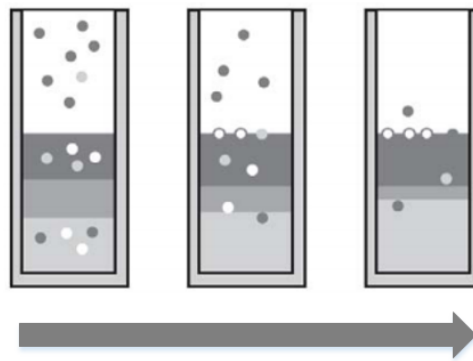


Figure 5 – The model of the phase separation mechanism in a horizontal three-phase separator

The three-phase separation process differs from the two-phase separation process by the formation of a dispersed zone between the oil and water layers, consisting of very small droplets of one phase. This zone takes an intermediate position between the pure oil and pure water phases, this zone is demonstrated in the first cylinder of the Fig.5. The dispersed zone is unstable; with the course of time, the liquid droplets merge into a continuous phase, the water droplets precipitate, and the oil droplets rise up, this process is demonstrated in the second cylinder of the model on Fig.5. The dispersed zone gradually decreases, it leads to a phase separation in the oil-water system, this process is demonstrated in the third cylinder of the model on Fig.5. The gas bubbles are in both the water and oil phases, they separate by rising up.

Thus, during three-phase separation, the following processes take place simultaneously [1]:

Bubbles of gas rise up from layers of water and oil:

- Water droplets precipitate;
- Oil droplets rise up;
- In the dispersed zone, the droplets merge.

Practically complete separation of oil, water and gas occurs in a sufficiently long period of time. Then a state of thermodynamic equilibrium comes.

Fig. 6 presents a diagram of a simplified three-phase separator. It can be seen in the figure that the mixture flowing to the separator inlet is divided into three phase: oil, water and gas.

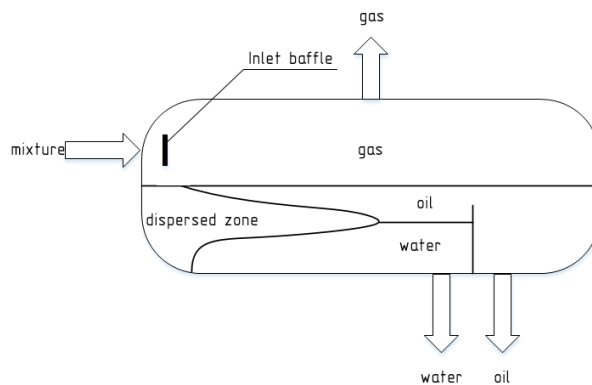


Figure 6 – Diagram of the horizontal medium-pressure separator

3.5.3. Hydrocyclone operation's features

Hydrocyclones have found application in many sectors of industry and show good results. The advantages of the hydrocyclone are following:

- small size;
- work efficiency;
- simple design.

It is noteworthy that in the equipment of such a simple design as the hydrocyclone, a rather complex hydrodynamic process takes place. The hydrocyclone is characterized by the fact that the liquid flow regime in it is turbulent [2]. Turbulent means disorderly, vortex, characterized by disordered, chaotic motion of particles, liquid or gas flows along complex trajectories, which result there is strong mixing between layers in the hydrocyclone [24].

In addition, it is noteworthy that under the action of centrifugal forces, separation occurs not only in hydrocyclones, but also in centrifuges and separators, but

centrifuges and separators are very different from the hydrocyclone in its design. It is also necessary to distinguish hydrocyclones from cyclones, which perform gas purification and trapping of dust particles.

When the mixture of water and oil phases flows in the inlet of the hydrocyclone the following process takes place: the mixture acquires a circular motion; centrifugal forces of considerable magnitude arise, they are many times higher than the gravity force; under the action of these forces, the heavier phase of the mixture (water) moves from the central hydrocyclone axis to its walls, the trajectory of the water movement has a spiral character, then the water is ejected from the hydrocyclone through the lower outlet. The lighter phase (oil) moves inside the spiral flow, which is directed upward, and is ejected through the upper outlet of the hydrocyclone [25].

The basic simplified diagram of the hydrocyclone is shown in Fig. 7.

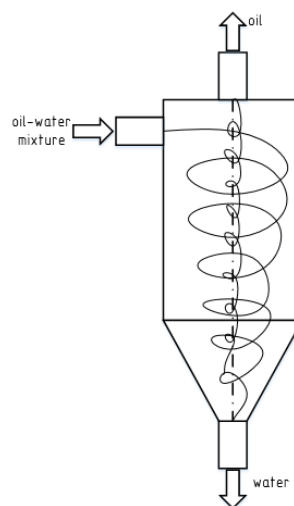


Figure 7 – Diagram of hydrocyclone

During the operation of the hydrocyclone, three main regions are formed; they are characterized by different flow patterns: the internal region, the outer region and the wall-adjacent region. The internal region is a cylindrical vortex along the axis with an air column inside. The presence of an air column depends on the pressure at the inlet. At normal operating pressure, you can see an air column formed over the entire height of the hydrocyclone: from the lower outlet to the upper outlet. The air column will disappear or will be very small in height when the pressure drops. If the pressure is too high, the liquid will flow out through the lower outlet, and the air column will increase in height. In addition, the formation of the air column is affected by the state

of the hydrocyclones' outlets, whether they are open or closed, and how much. A ring vortex is formed between the inner and outer regions [26], in the vortex the liquid moves simultaneously in both directions. Along with the main descending and ascending flows in the hydrocyclones, numerous local circulation and turbulent mixing are observed. All these factors determine the complexity of hydrodynamic processes and influence the separation of dispersed mixtures in hydrocyclones [3].

3.8.3.2 MPC-control of MIMO «separator – hydrocyclone» system's processes

Within the framework of this master's thesis, the system was investigated using MPC-control. The MPC-controller was used for the MIMO system «separator – hydrocyclone». Work with the MPC-controller was carried out using MatLab toolbox «Model Predictive Control Toolbox». The developed system with loops of MPC-control is presented in Appendix «Приложение Г».

The MPC-controller of Model Predictive Control Toolbox is based on LQR optimization (linear integral quadratic optimization).

The main task of LQR optimization is related to the fact that integral quadratic functionals have a special role among the plurality of control systems and processes characteristics. They have sufficient adequacy for application in practice and characterize the accuracy of control and the energy costs of control devices [30].

The functional for quality of control evaluating in the MPC-controller of the MatLab is a standard functional (47) [31]:

$$J(z_k) = J_y(z_k) + J_u(z_k) + J_{\Delta u}(z_k) + J_c(z_k), \quad (47)$$

where z_k is the solution of the quadratic problem decision;

J_y is the quality index characterizing the correspondence of the output signal value to the set signal value;

J_u is a quality index, applied when the controlled variables' number is larger than a number of control object's outputs and it is necessary to maintain the selected controlled variables at a set level, characterizing the correspondence of the controlled variables to the set values;

$J_{\Delta u}$ is the quality index, used to suppress the motion of controlled variables when small adjustments of controlled variables are preferred;

J_c is a quality index, aimed at an optimization problem solving under conditions of constraints. These indexes are discussed in more detail on the Mathworks website [31].

MPC-controllers with different setting variants, with different values of the control and prediction horizons, with different weight coefficients were considered in the developed control system. Firstly, different variants of horizons values were analyzed. The values are summarized in Table 5. Transient response diagrams for various settings of MPC-controller are demonstrated on Fig.34 and Fig.35.

Table 5 – Setting the horizons of the MPC-controller

Setting variant number	Control horizon (T_c)	Prediction horizons (T_p)
1	2	10
2	2	20
3	2	50
4	25	50
5	50	100

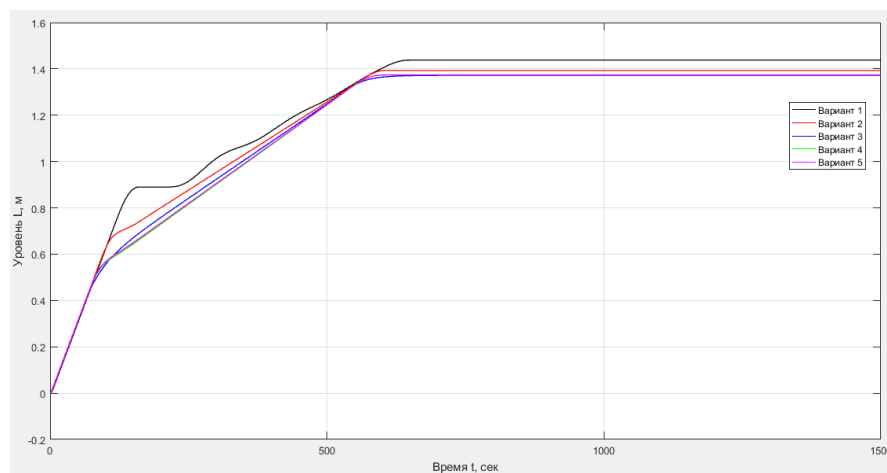


Figure 34 – Transient response for different setting variants of the MPC-controller.

Interface level

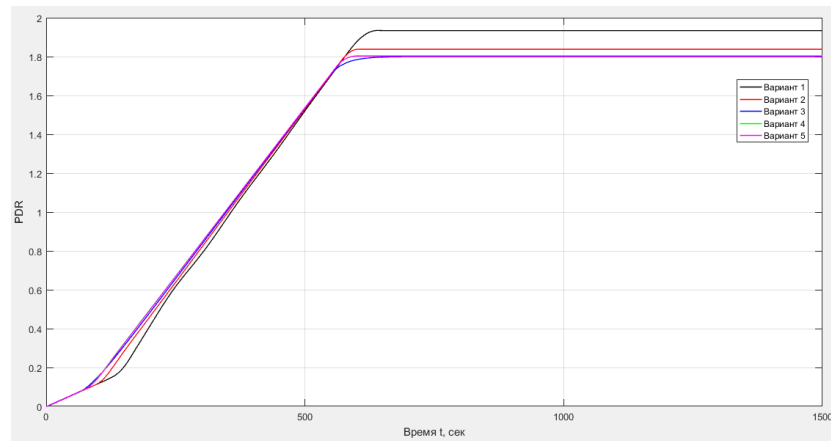


Figure 35 – Transient response for different setting variants of the MPC-controller.

PDR

After the analysis of the transient response diagrams, it was possible to find out that the best direct quality indicators of the level and PDR regulation were given by setting variants 4 and 5, these variants allows to get the same quality of transient process. With these setting variants, the controlled value goes to the set value, the first and second settings do not allow reaching the set level of the controlled variable. It was decided to use the 4th setting variant. This setting variant was improved (Fig.36, 37) with the help of «Performance tuning» function of MatLab MPC Designer, and with the help of weights adjustment.

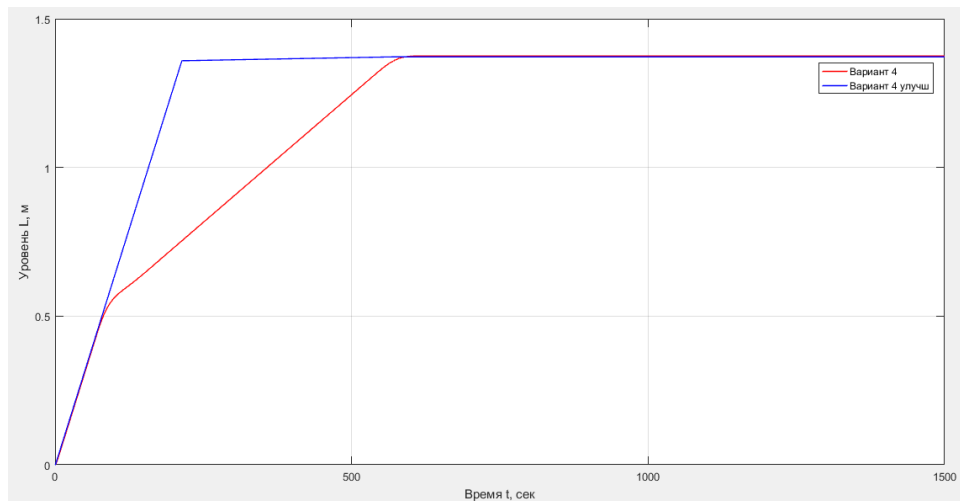


Figure 36 – MPC-controller's improvement. Interface level

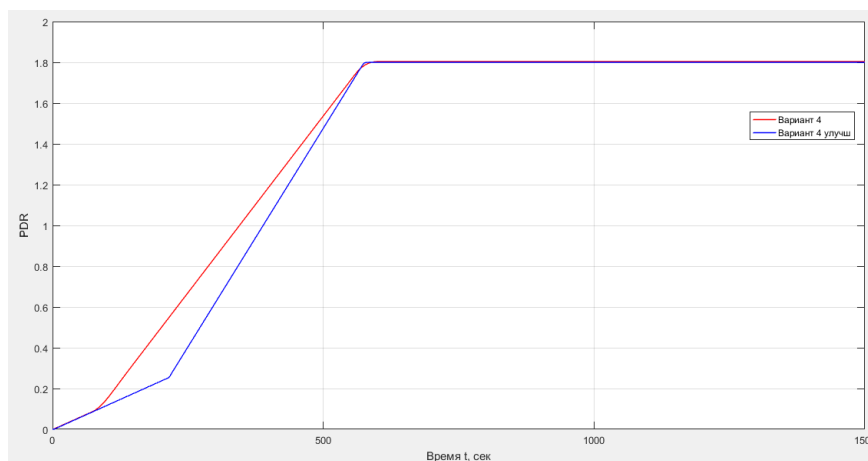


Figure 37 – MPC-controller’s improvement. PDR

After the analysis of the transient response diagrams, it was possible to find out that the shortest transient time was obtained with the improved setting variant, which was improved by instrument «Performance tuning» and adjustment of MPC-controller’s weights.

After the accomplishment of the MPC-controller adjustment, it is necessary to perform an analysis of APC-strategy control quality. It is necessary to compare MPC-control and PID-control. MPC-regulators are recommended for use in conditions of constraints, the output signal of the regulator is the signal in the range 0 - 10 V. The control action can not go beyond this range. In the system with PID regulators, the outputs of the regulators were also limited to this range. The quality of management was assessed according to the direct quality indicators (transient time and overshoot) and integral criterions: the energy integral criterion, which characterizes the control’s energy costs, and the energy integral criterion characterizing the energy consumption by the actuating mechanisms for level regulation. A quadratic integral criterion can be used to estimate both monotonous and oscillating processes. The variant, in which the value of the integral criterion is the least, is considered to be the best. Transient response diagrams for level control and PDR control are presented in Figures 38 - 39.

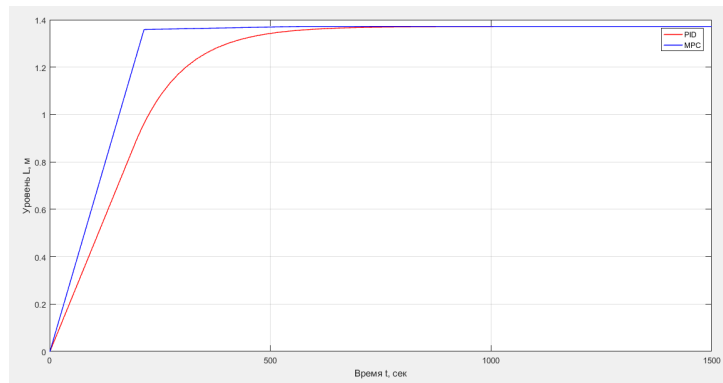


Figure 38 – Transient response diagrams with different types of control. Interface level

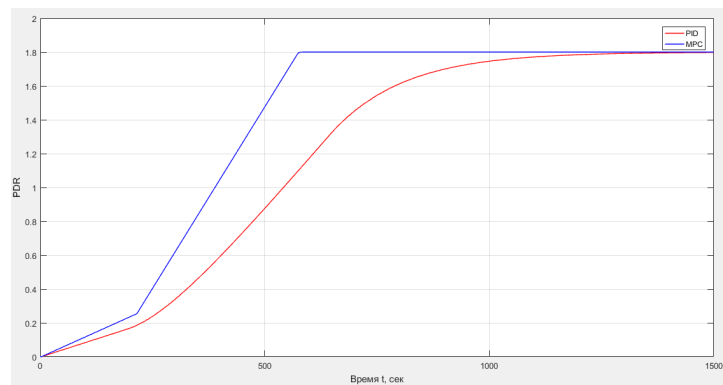


Figure 39 – Transient response diagrams with different types of control. PDR

Direct indicators of the transient response quality and integral criterions are presented in Table 6.

Table 6 – Transient response quality comparison

Indicator of the transient response quality	Interface level		PDR	
	PID	MPC	PID	MPC
t_p , sec	408,94	205,09	918,32	554,48
σ , %	0,00	0,00	0,00	0,00
Indicator characterizing energy consumption for control, $V^2 s$	24695,21	21306,71	72218,84	57184,35
Indicator characterizing energy consumption by actuating mechanisms, m^2s	2374,31	2551,38		

After the analysis of diagrams and the data in Table 6, it was concluded that the MPC control strategy allows to obtain a higher speed (203.85 seconds faster in the

process of level regulation, 363.84 seconds faster in the process of PDR regulation), allows to obtain less energy consumption for control. At the same time, the energy expended during level regulation has a slightly higher value in the case of MPC control than in the case of PID control. However, with the appropriate adjustment of the MPC controller (the level and PDR control transient diagrams are shown in Figures 40 and 41) it is possible to obtain less energy consumption by actuating mechanisms and by controlling device.

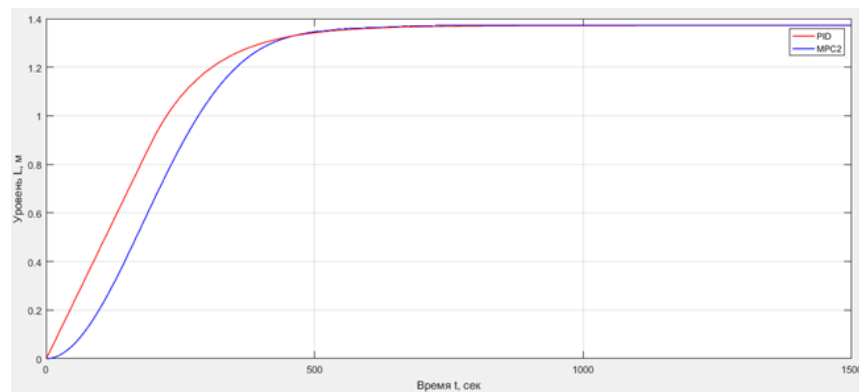


Figure 40 – Transient response diagrams. Interface level. MPC2

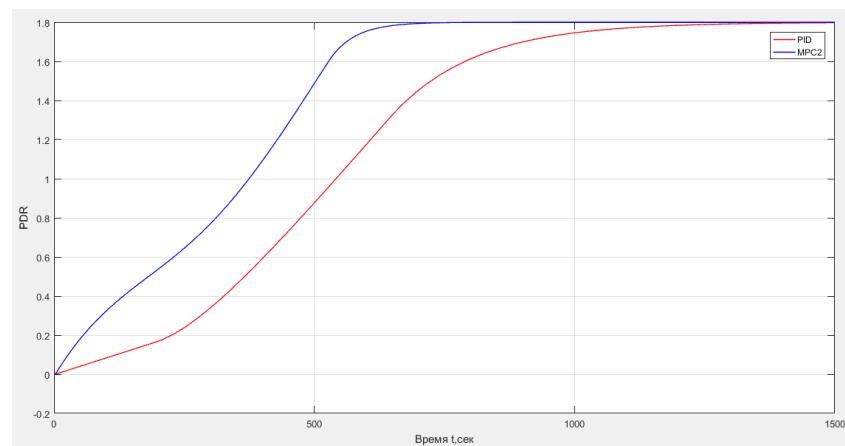


Figure 41 – Transient response diagrams. PDR. MPC2

The quality indicators obtained in the previous experiment and the process quality indicators with the re-tuned MPC regulator are summarized in Table 7. MPC1 is a regulator whose transient response diagrams are represented in Figures 38 and 39 above, MPC2 is a re-tuned MPC controller (transient response diagrams are presented in Figures 40 and 41).

Table 7 – Transient response quality comparison

Indicator of the transient response quality	Interface level			PDR		
	PID	MPC1	MPC2	PID	MPC1	MPC2
t_p, s	408,94	205,09	424,82	918,32	554,48	566,75
$\sigma, \%$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Indicator characterizing energy consumption for control, $V^2 s$	24695,21	21306,71	11761,27	72218,84	57184,35	54964,57
Indicator characterizing energy consumption by actuating mechanisms, m^2s	2374,31	2551,38	2347,74			

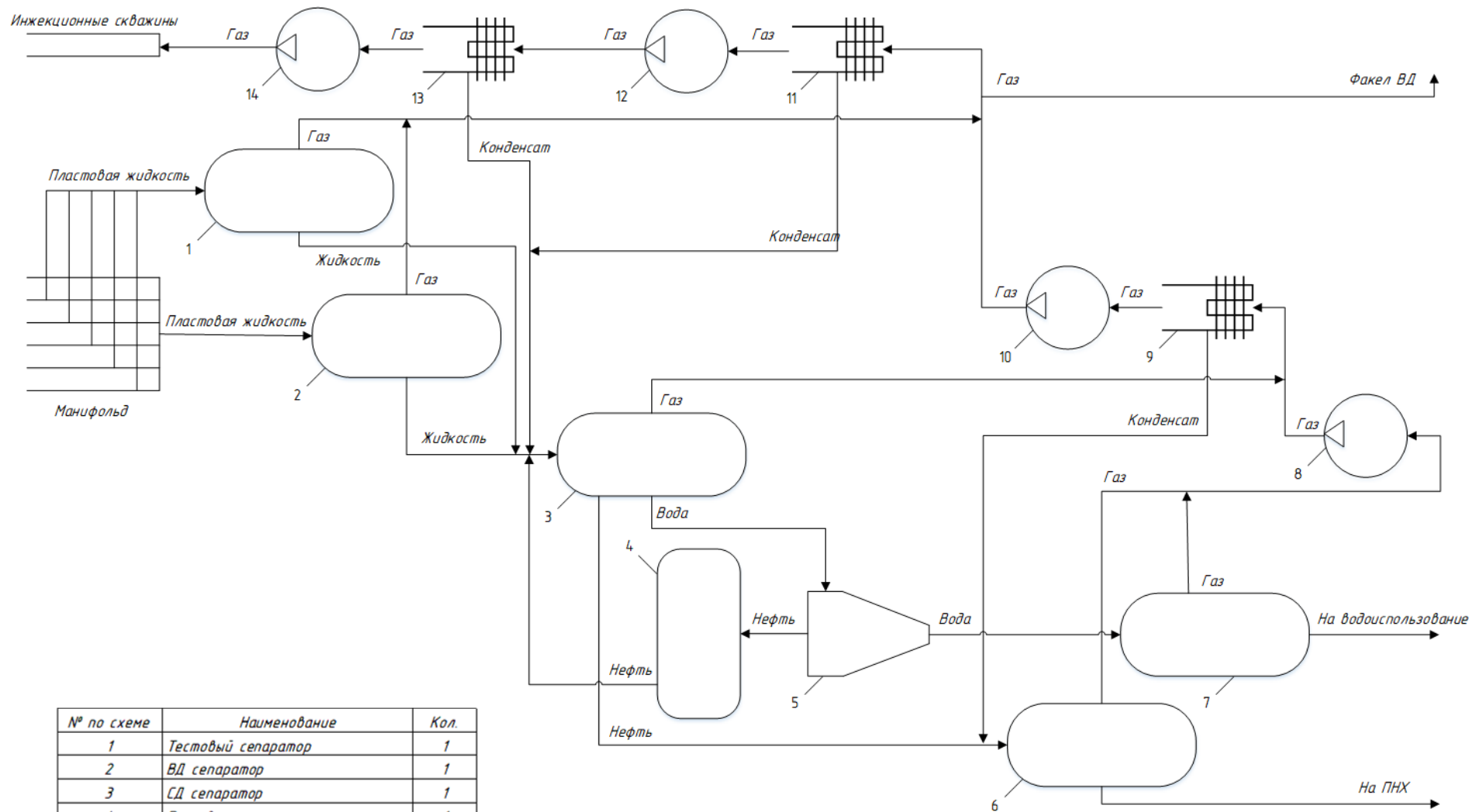
After the analysis of the data presented in Table 7, it can be concluded that the MPC2-regulator allowed to reduce the energy consumption by actuating mechanisms, to reduce energy consumption by control, however, the process speed decreased. Thus, having lowered the energy consumption by actuating mechanisms, the speed became slower. The main goal of the MPC-regulator application is the reduction of energy consumption, and the regulator managed this task successfully.

The use of the MPC-regulator (MPC1) allowed to reduce the time of the transient process and to reduce the energy consumption for control. The use of the MPC-regulator (MPC2) allowed to reduce the energy consumption for control, the energy consumption by actuating mechanisms, however, the speed of transient process slightly decreased. The performed experiments allow to conclude that the complex compromise problem is solved during the choosing a regulator, and the choice of the regulator depends on quality indicators which are important to provide. Reducing energy costs can reduce economic losses, therefore, it was decided to choose the reduction of energy costs as the main criterion for determining the regulator efficiency. The MPC-regulator (MPC2) showed the lowest energy costs; therefore, the MPC-regulator (MPC2) is most advantageous in the developed control system.

Приложение Б

(обязательное)

Структурная схема технологического процесса УПН

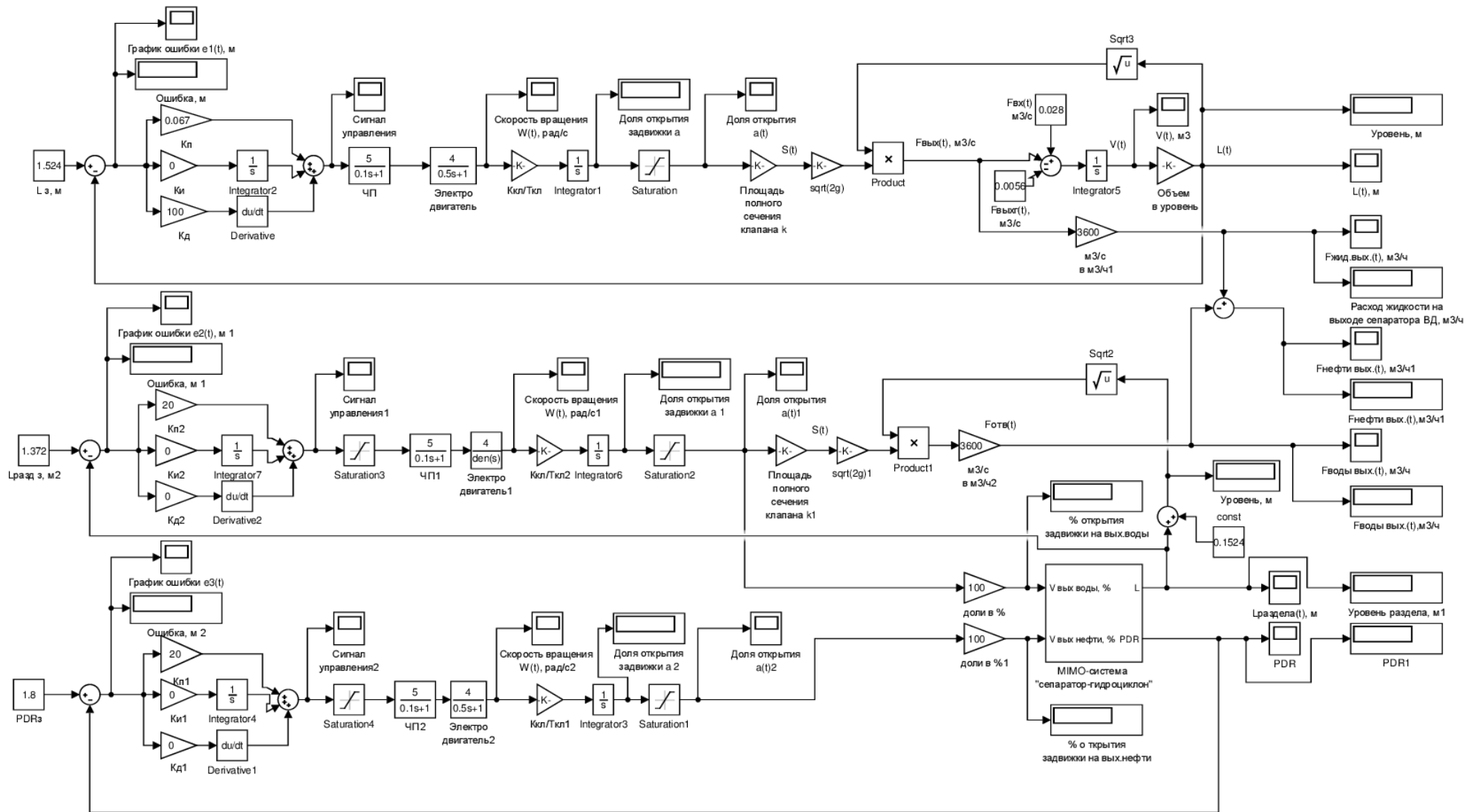


№ по схеме	Наименование	Кол.
1	Тестовый сепаратор	1
2	ВД сепаратор	1
3	СД сепаратор	1
4	Резервуар	1
5	Гидроциклон	1
6	НД сепаратор	1
7	Дегазатор	1
8, 10, 12, 14	Компрессор	4
9, 11, 13	Охладитель	3

Приложение В

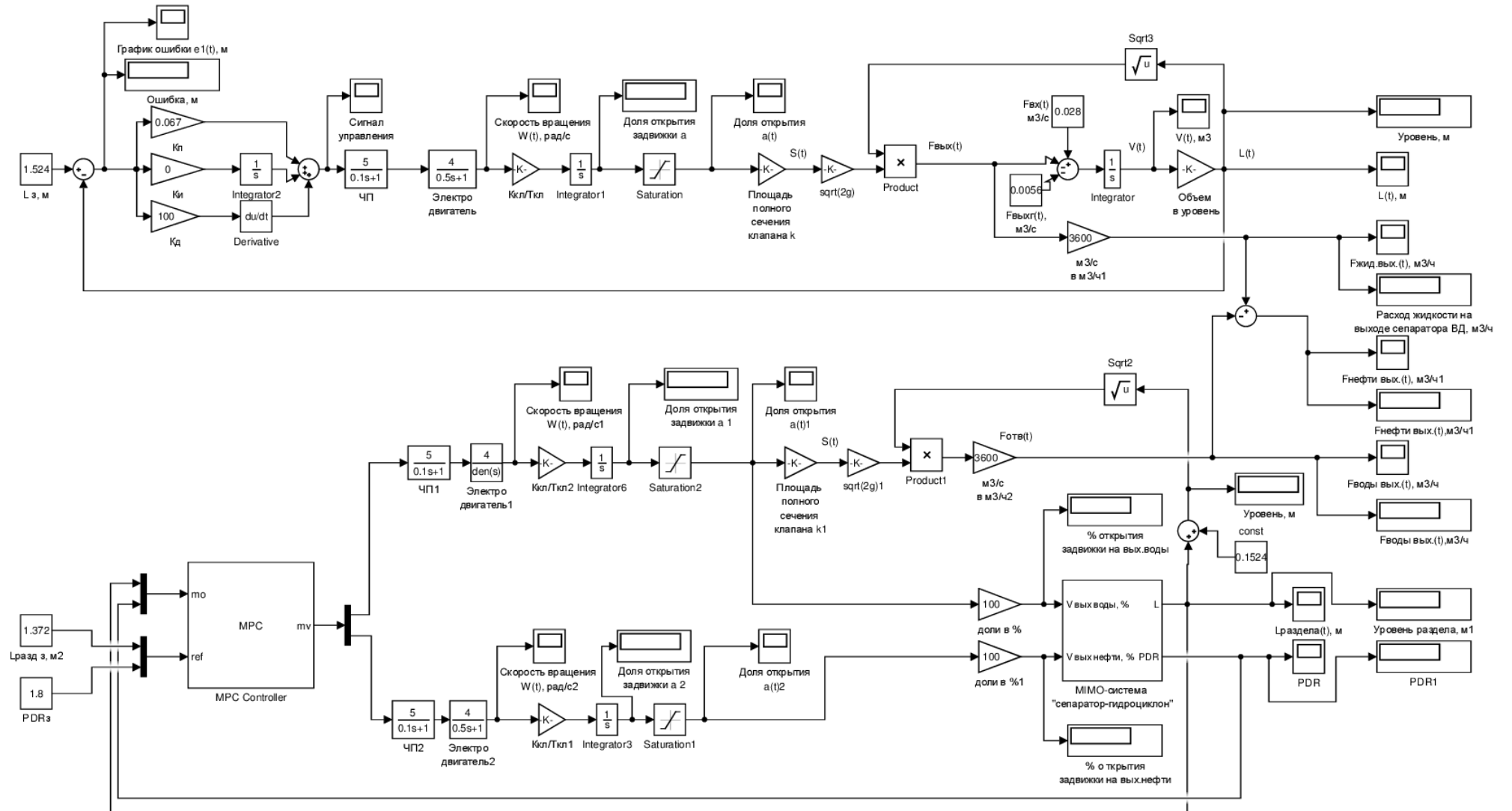
(обязательное)

Модель системы управления процессами УПН с классическим ПИД-управлением



Приложение Г (обязательное)

Модель системы управления процессами УПН с усовершенствованным управлением



Приложение Д
(обязательное)
Функциональная схема автоматизации

