

Министерство образования и науки Российской Федерации

**СТАРООСКОЛЬСКИЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ
(ФИЛИАЛ) ФЕДЕРАЛЬНОГО ГОСУДАРСТВЕННОГО АВТОНОМНОГО
ОБРАЗОВАТЕЛЬНОГО УЧРЕЖДЕНИЯ ВЫСШЕГО
ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ «НАЦИОНАЛЬНЫЙ
ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
«МИСиС»**

На правах рукописи

Бабенков Владимир Александрович

**ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ
ПРОЦЕССАМИ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ НАБЛЮДАТЕЛЕЙ И РЕГУЛЯТОРОВ
СОСТОЯНИЯ (НА ПРИМЕРЕ ПРОИЗВОДСТВА ЭКСТРАКЦИОННОЙ ФОСФОРНОЙ
КИСЛОТЫ)**

05.13.06 – Автоматизация и управление технологическими процессами и
производствами (промышленность)

Диссертация на соискание учёной степени
кандидата технических наук

Научный руководитель –
кандидат технических наук,
доцент Кривоносов В.А.

Старый Оскол – 2015

ОГЛАВЛЕНИЕ

ОГЛАВЛЕНИЕ	2
ВВЕДЕНИЕ	5
1 АНАЛИЗ ПРОБЛЕМ КОНТРОЛЯ И УПРАВЛЕНИЯ СЛОЖНЫМИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ПРОЦЕССАМИ НА ПРИМЕРЕ ПРОИЗВОДСТВА ЭКСТРАКЦИОННОЙ ФОСФОРНОЙ КИСЛОТЫ	14
1.2 Процесс производства ЭФК как сложный ТП	16
1.3 Технические и технологические показатели процесса производства ЭФК.....	20
1.4 Участок «экстрактор-фильтр» как объект управления	25
1.5 Анализ проблем непрерывного контроля входных и выходных переменных объекта управления	27
1.6 Анализ уровня автоматизации и проблем управления ТП производства ЭФК.....	29
1.7 Анализ компьютерных тренажерных комплексов для повышения качества управления сложными технологическими процессами	35
1.8 Постановка задач исследования	38
2 РАЗРАБОТКА МНОГОСВЯЗНОЙ ДИНАМИЧЕСКОЙ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССОВ ЭКСТРАКЦИИ И ФИЛЬТРАЦИИ	41
2.1 Общий подход к моделированию сложного технологического процесса	41
2.2 Описание технологического процесса экстракции фосфорной кислоты.....	43
2.3 Исходные данные для построения математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме.....	47
2.4 Нелинейная модель формирования концентрационного состава пульпы	50
2.5 Математическая модель изменения уровня пульпы в экстракторе	68
2.6 Многосвязная динамическая математическая модель процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме	70
2.7 Проверка адекватности разработанной математической модели	72
3 НЕПРЕРЫВНОЕ ОЦЕНИВАНИЕ СОСТОЯНИЯ ОБЪЕКТА УПРАВЛЕНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ НАБЛЮДАТЕЛЯ СОСТОЯНИЯ. РАЗРАБОТКА	

МНОГОСВЯЗНОЙ СИСТЕМЫ КОНТРОЛЯ И УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ПАРАМЕТРАМИ.....	77
3.1 Структура и задачи многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами.....	77
3.2 Постановка задачи непрерывной оценки состояния динамического объекта на основе дискретной информации о выходах	80
3.3 Разработка непрерывно-дискретного наблюдателя состояния	81
3.4 Адаптация матрицы коррекции наблюдателя состояния в процессе наблюдения	85
3.5 Непрерывно-дискретный наблюдатель состояния ТП производства ЭФК	88
3.6 Разработка сепаратных контуров стабилизации технологических параметров процесса экстракции фосфорной кислоты.....	114
3.7 Расчет перекрестных связей между сепаратными контурами стабилизации .	130
3.8 Многосвязная система контроля и управления технологическими параметрами.....	131
3.9 Имитационное моделирование функционирования многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами	134
4 ПРАКТИЧЕСКАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ МНОГОСВЯЗНОЙ СИСТЕМЫ КОНТРОЛЯ И УПРАВЛЕНИЯ И ПРОГРАММНОГО ТРЕНАЖЕРА ОПЕРАТОРА	140
4.1 Интеграция многосвязной системы контроля и управления в АСУ ТП отделения ЭФК-3,4 ООО «БМУ»	141
4.2 Разработка программного тренажера оператора ТП	150
4.3 Исследование повышения эффективности производства ЭФК при внедрении разработанных решений	156
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	159
СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ.....	160
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	161
Приложения	175
Приложение А. Функциональная схема АСУ ТП отделения ЭФК-3,4	175

Приложение Б. Структурная схема подсистем наблюдения состояния объекта и стабилизации технологических параметров процесса экстракции.....	176
Приложение В. Экранная форма «Панель системы контроля и управления технологическими параметрами».....	177
Приложение Г. Алгоритм работы тренажера оператора ТП производства ЭФК.....	178
Приложение Д. Экранные формы вспомогательных графических окон	179
Приложение Е. Экранная форма «Панель управления ТП экстракции фосфорной кислоты отделения ЭФК-3,4»	181
Приложение Ж. Акт внедрения	182
Приложение З. Акт о результатах внедрения программного тренажера по управлению технологическим процессом получения фосфорной кислоты для отделения ЭФК-3,4 ООО «Балаковские минеральные удобрения»	183
Приложение И. Акт о проведении испытаний системы контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции фосфорной кислоты в отделении ЭФК-3,4 Балаковского филиала АО «Апатит»	185
Приложение К. Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ №2014619294	188
Приложение Л. Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ №2015614179	189

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы и степень ее разработанности. На современных крупных предприятиях с увеличением масштабов и мощностей производств с каждым годом растет уровень требований к безопасности протекающих процессов, к их энерго- и экономической эффективности. В связи с этим огромное внимание в современной промышленности уделяется автоматизации технологических процессов (ТП), которая направлена не только на улучшение условий труда, но и на интенсификацию производства, обеспечение высокого качества продукции, рациональное использование сырья, сокращения брака и отходов, повышение безопасности и безаварийности работы технологических агрегатов.

Автоматизация непрерывных технологических процессов, выходы которых определяются в результате лабораторного анализа, вызывает ряд проблем, обусловленных отсутствием информации о поведении объекта в промежутках времени между измерениями. Для ряда технологических процессов периодичность отбора проб для лабораторного анализа измеряется часами, при этом управляемые выходы объекта имеют высокую чувствительность к внешним возмущениям, погрешностям измерений и т.п. В современных автоматизированных системах управления (АСУ) такими процессами осуществляется автоматический контроль и стабилизация заданных расходов входных потоков или их соотношений. Формирование же для реализованных контуров управления «уставок», обеспечивающих выход ТП на регламентный режим и его стабилизацию, осуществляет оператор технологического процесса. Качество управления в таких АСУ ТП и, следовательно, эффективность производства существенно зависят от квалификации и опыта оператора. Выбор рациональных управляющих воздействий зачастую осложняется следующими факторами: высокой инерционностью и многомерностью объекта, большим периодом отбора проб для лабораторного анализа, высокой чувствительностью показателей эффективности к резким изменениям технологических параметров, наличием существенных погрешностей в показаниях некоторых расходомеров.

С целью профессиональной подготовки и повышения квалификации персонала для эксплуатации сложных ТП и систем управления в настоящее время растет интерес промышленности к разработке компьютерных тренажеров. Применение программных средств, использующих динамическую математическую модель процесса и предназначенных для обучения операторов-технологов, является общемировой практикой.

Существенный вклад в исследование, моделирование и создание систем управления сложными технологическими процессами, в том числе многомерными и многосвязными, внесли ученые: В.В. Кафаров, В.Б. Земельман, Р. Турсунходжаев, А.А. Гафуров, Э.М. Кольцова, А.Ф. Егоров, Ф.А. Туляганов, Ф.С. Мусаев, Р.Х. Аюпов, А.Н. Лабутин, Е.В. Ерофеева, В.С. Кудряшов, М.В. Мееров, С.В. Хилэкос (St. W. Hilakos) и др. [9, 10, 22, 24, 36, 37, 43-53, 73-75]. Вопросам построения наблюдателей и регуляторов состояния динамических систем посвящены работы Р. Калмана, К. Браммера, С.К. Коровина, В.В. Фомичева, Н.Т. Кузовкова, С.А. Красновой, В.А. Уткина, В.В. Тютикова, С.В. Тарарыкина, Б.Т. Федосова. Теории и практике промышленных компьютерных тренажеров посвящены работы В.М. Дозорцева, Т.Б. Чистяковой, Д.В. Кнеллера, О.В. Ершовой, Н.В. Шестакова и др. [54-66].

Однако в их трудах в недостаточной мере раскрыты вопросы реализации в составе действующих АСУ ТП системы контроля и управления технологическими параметрами с использованием наблюдателей и регуляторов состояния динамических объектов, а также программных тренажеров для повышения квалификации операторов ТП. В связи с этим актуальной является научно-техническая задача повышения эффективности управления сложными технологическими процессами путем более точного поддержания регламентных режимов, что позволяет рациональнее использовать сырье и энергию, а также снизить процент брака в продукции.

К рассматриваемому классу промышленных объектов относится технологический процесс производства экстракционной фосфорной кислоты (ЭФК), который является сложным, динамическим, многосвязным и весьма

инерционным объектом. Управление технологическим процессом производства ЭФК заключается в стабилизации характеристик выходных и промежуточных потоков в регламентном режиме. Это создает оптимальные условия для протекания химических реакций и процессов кристаллизации сульфата кальция [4], что в свою очередь обеспечивает высокую степень использования сырья и эффективность производства в целом.

Целью работы является разработка системы непрерывного контроля и управления состоянием технологического процесса, выходы которого измеряются с большим периодом дискретности, а также проработка вопросов практической реализации такой системы в составе действующей АСУ ТП на примере производства экстракционной фосфорной кислоты.

Задачи исследования. Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

- 1) провести анализ состояния проблем контроля и управления непрерывными технологическими процессами рассматриваемого класса;
- 2) разработать многосвязную динамическую математическую модель технологического процесса производства ЭФК;
- 3) построить наблюдатели состояния (НС) объекта управления;
- 4) синтезировать сепаратные контуры управления технологическими параметрами на основе регуляторов состояния (РС);
- 5) разработать многосвязную систему контроля и управления технологическими параметрами;
- 6) интегрировать разработанную систему контроля и управления в действующую АСУ ТП производства экстракционной фосфорной кислоты;
- 7) разработать программный тренажер оператора ТП и реализовать его в составе действующей АСУ ТП;
- 8) исследовать повышение эффективности управления ТП на основе экспериментальных данных производства экстракционной фосфорной кислоты.

Положения, выносимые на защиту.

1. Подход к математическому описанию рассматриваемого класса технологических объектов, основанный на использовании в структуре модели нелинейного статического блока, содержащего уравнения материального баланса ТП, и линейных динамических звеньев, отражающих динамику протекающих процессов.

2. Многосвязная динамическая математическая модель процесса производства ЭФК в полугидратном режиме, состоящая из матрицы передаточных функций локальных каналов формирования концентрационных характеристик и уровня пульпы в экстракторе, а также матрицы перекрестных связей объекта в установившемся режиме, является основой для построения системы контроля и управления состоянием технологического процесса.

3. Непрерывно-дискретный НС, формирующий оценки координат состояния объекта и низкочастотных трендов возмущающих воздействий, разработанный на основе математической модели объекта в пространстве состояний (дифференциальных уравнений первого порядка, связывающих переменные входа, выхода и состояния), формирует непрерывные оценки по непрерывным измерениям входных сигналов, при этом дискретные измерения значений выходных сигналов позволяют сформировать короткие корректирующие импульсы, управляющие приближением наблюдателя к реальной траектории движения динамической системы.

4. Подход к адаптации матрицы коррекции, основанный на использовании в процессе наблюдения нескольких наборов коэффициентов при неизменной структуре НС, повышает быстродействие наблюдателя и уменьшает чувствительность его оценок к погрешностям измерений в установившемся режиме на величину, заданную при настройке коэффициентов коррекции.

5. Многосвязная система контроля и управления технологическими параметрами, включающая в себя сепаратные контуры стабилизации и матрицу перекрестных связей между регуляторами, формирует значения «уставок» для реализованных в АСУ ТП контуров управления расходами входных потоков с

учетом компенсации взаимного влияния локальных каналов управления и с целью стабилизации процесса в регламентном режиме.

6. На основе разработанной математической модели, имитирующей динамику ТП, и многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами, формирующей рекомендации по рациональному управлению процессом, разработан обучающий тренажер оператора ТП производства ЭФК, включающий блок оптимального управления и формирующий у операторов навыки рационального управления процессом без традиционного привлечения эксперта по управлению.

Научная новизна.

1. Построена многосвязная динамическая математическая модель процесса экстракции фосфорной кислоты в виде совокупности локальных каналов формирования технологических параметров и матрицы перекрестных связей объекта. Модель отличается от существующих математических описаний данного процесса структурой и ориентированностью на разработку на ее основе многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами, а также программного тренажера оператора ТП.

2. Разработан непрерывно-дискретный НС, представляющий собой описание объекта в пространстве состояний с расширенным вектором оцениваемых координат и канал коррекции с использованием импульсного элемента и коэффициента усиления импульсов. В отличие от традиционных непрерывного или дискретного вариантов разработанный НС: а) формирует непрерывную оценку состояния технологического объекта, а также входных возмущений, используя непрерывные измерения входных сигналов и дискретные данные лабораторного анализа; б) параметры матрицы коррекции адаптируются в процессе наблюдения, что сокращает время выхода оценок наблюдателя в окрестности истинных значений координат состояния объекта и уменьшает чувствительность к погрешностям измерений выходов.

3. Синтезирована многосвязная система контроля и управления технологическими параметрами. Особенностью системы является то, что в ней

используется полная информация о состоянии объекта и входных возмущений от НС, а РС в сепаратных контурах реализуют принцип модального управления, обеспечивающий желаемый вид переходных процессов.

Теоретическая значимость работы состоит в: разработке общего подхода к построению структуры и определению параметров математических моделей рассматриваемого класса технологических объектов для целей управления; разработке непрерывно-дискретного наблюдателя состояния для непрерывного контроля текущего состояния объекта, выходы которого измеряются в дискретные моменты времени с большим периодом дискретности; подходе к адаптации матрицы коррекции в процессе наблюдения; структуре и алгоритме функционирования многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами на основе наблюдателей и регуляторов состояния; структуре и алгоритме функционирования программного тренажера для обучения операторов ТП.

Практическая значимость работы состоит в том, что предложенные в диссертационной работе модели и алгоритмы реализованы в виде специального программно-технического комплекса и ориентированы на практическое использование в составе действующей АСУ ТП, а также на локальных компьютерных станциях для обучения операторов ТП. Использование приведенных в работе научно-технических решений, ориентированных на обучение оперативного персонала и непосредственное управление ТП, позволяет повысить эффективность производства за счёт более рационального использования сырья при сохранении регламентного качества продукции.

Методология и методы исследования. В работе использованы методы математического моделирования динамических систем; методы современной теории автоматического управления; методы имитационного моделирования.

Методологическую и теоретическую основу диссертационной работы составили научные труды отечественных и зарубежных авторов в области теории экстракции фосфорной кислоты, моделирования технологических процессов, теории непрерывных и дискретных асимптотических наблюдателей,

автоматического управления, модального управления, создания компьютерных тренажерных систем.

Достоверность результатов. О достоверности результатов диссертационного исследования свидетельствуют: строгость использования математических методов, результаты моделирования объекта и системы контроля и управления с помощью специализированного ПО Simulink Matlab и языка программирования C++, совпадение экспериментальных данных с результатами имитационного моделирования при оценке адекватности модели, положительные отзывы о внедрении и эксплуатации разработанного тренажера, положительные результаты испытания системы контроля и управления в информационно-советующем режиме.

Реализация и внедрение результатов работы. Реализованный программный тренажер оператора ТП (копия свидетельства о государственной регистрации программы для ЭВМ № 2014619294 от 12.09.2014 приведена в приложении К) используется в процессе обучения операторов-технологов отделения ЭФК-3,4 ООО «Балаковские минеральные удобрения» (ООО «БМУ») с 2013 года. За время эксплуатации тренажера получены положительные отзывы в связи с сокращением количества нарушений технологического регламента и более рациональным управлением процессами экстракции и фильтрации, что подтверждается актом о результатах внедрения (см. приложение З).

Основные практические результаты, полученные при разработке многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции фосфорной кислоты, реализованы в виде прикладного программного обеспечения (копия свидетельства о государственной регистрации программы для ЭВМ № 2015614179 от 08.04.2015 приведена в приложении Л), прошли испытания и рекомендованы к внедрению в отделении ЭФК-3,4 Балаковского филиала АО «Апатит», что подтверждается актом о проведении испытаний (см. приложение И).

Результаты диссертационной работы используются в учебном процессе Старооскольского технологического института им. А.А. Угарова (филиала)

ФГАОУ ВПО «Национальный исследовательский технологический университет «МИСиС» в дисциплинах «Моделирование систем и процессов» и «Проектирование систем управления» (акт внедрения см. приложение Ж).

Апробация результатов. Основные положения диссертационной работы докладывались и обсуждались на следующих научных конференциях:

IX Международной научно-практической конференции «Современные научные достижения – 2013» (Чехия, Прага, 2013 г.); девятой всероссийской научно-практической конференции студентов и аспирантов (г. Старый Оскол, 2013 г.); десятой всероссийской научно-практической конференции с международным участием (г. Старый Оскол, 2013 г.); X Международной научно-практической конференции «Научная мысль информационного века – 2014» (Польша, г. Перемышль, 2014 г.); десятой Международной молодежной научно-технической конференции «Современные проблемы радиотехники и телекоммуникаций РТ-2014» (г. Севастополь, 2014 г.); второй Международной конференции «Последние тенденции в области науки и технологий управления» (Великобритания, г. Лондон, 2014 г.); третьей Международной научно-технической конференции «Информационные системы и технологии» (Украина, г. Харьков, 2014 г.); Международной научно-практической конференции, посвященной 60-летию БГТУ им. В.Г. Шухова «Наукоемкие технологии и инновации» (XXI научные чтения) (г. Белгород, 2014 г.); XI Всероссийской научно-практической конференции с международным участием (г. Старый Оскол, 2014 г.); Международной научно-практической конференции «Наука, образование, общество: проблемы и перспективы развития» (г. Тамбов, 2015 г.).

Публикации. Основные результаты диссертации опубликованы в 17 научных работах, в том числе 3 статьях в рецензируемых научных изданиях: в периодическом издании «Автоматизация в промышленности» (г. Москва, 2013 г., №7), в периодическом издании «Фундаментальные и прикладные проблемы техники и технологии» (г. Орел, 2014 г., №1), в периодическом издании «Информационные системы и технологии» (г. Орел, 2015 г., №2).

Личный вклад автора диссертации в работы, выполненные в соавторстве состоит в: построении математической модели исследуемого процесса [77, 124], разработке структуры и уравнений непрерывно-дискретного наблюдателя координат состояния [109-111, 119, 123], разработке подхода к адаптации матрицы коррекции наблюдателя [113], разработке сепаратных контуров стабилизации технологических параметров и синтезе многосвязной системы контроля и управления [118], разработке структуры и алгоритма работы программного тренажера [121].

Структура и объемы работы. Диссертационная работа состоит из введения, четырех глав, заключения, библиографического списка из 124 наименований, и приложений. Основная часть работы изложена на 170 страницах машинописного текста, содержит 55 рисунков и 13 таблиц.

В первой главе выполнен обзор особенностей управления сложными технологическими процессами, проблем контроля и управления процессом экстракции фосфорной кислоты и существующих подходов к их решению.

Во второй главе разработана многосвязная динамическая математическая модель процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме.

В третьей главе разработан непрерывно-дискретный наблюдатель координат состояния и синтезирована многосвязная система контроля и управления на основе наблюдателей и регуляторов состояния динамического объекта.

В четвертой главе разработан программный тренажер, рассмотрены вопросы практической реализации разработанной многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами, а также тренажера оператора ТП в составе действующей АСУ ТП производства ЭФК.

1 АНАЛИЗ ПРОБЛЕМ КОНТРОЛЯ И УПРАВЛЕНИЯ СЛОЖНЫМИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ПРОЦЕССАМИ НА ПРИМЕРЕ ПРОИЗВОДСТВА ЭКСТРАКЦИОННОЙ ФОСФОРНОЙ КИСЛОТЫ

Управление технологическими процессами рассматриваемого класса заключается, как правило, в стабилизации характеристик выходных и промежуточных потоков в регламентном режиме. К таким параметрам относятся показатели концентрационного состава сырьевых компонентов, промежуточных и конечных продуктов [1]. Основная сложность управления показателями качества указанных потоков зачастую состоит в отсутствии непрерывного автоматического контроля их текущих значений. В таких случаях прибегают к косвенным измерениям на основе доступных измерению параметров [2], если они имеют четкую зависимость от управляемого показателя. Однако чаще измерение управляемых параметров происходит в результате лабораторного анализа проб, отобранных в контрольных точках технологических агрегатов. В этом случае неизбежны временные задержки между моментом отбора проб и получением данных анализа, в которых содержатся погрешности измерения. Зачастую стоимость и технические возможности лабораторного контроля на предприятиях позволяют делать не более 2-3 отборов проб в смену. Данные обстоятельства влияют на оперативность и точность информации, на основе которой выполняется управление.

Ответственные и наиболее сложные функции системы управления – анализ полученной в результате измерения параметров объекта информации и принятие решений по изменению материальных потоков для стабилизации процесса в номинальном режиме. Автоматизация данных функций направлена на их передачу от человека автоматическим устройствам [1, 3].

В [1, 4-6] приведены наиболее распространенные схемы автоматизации типовых процессов (гидродинамических, тепловых, массообменных и т.п.).

В последнее время активно используются современные методы и средства автоматизации. Программно-технический комплекс на основе программируемых логических контроллеров и SCADA-систем позволяет создавать многоуровневые

системы автоматизации, которые повышают эффективность управления процессом и эффективность работы установки, обеспечивают безопасность ТП. Наиболее распространены системы автоматизации химико-технологических процессов таких известных торговых марок, как Siemens (Германия), Yokogawa Electric Corporation (Япония), Emerson (США), ICONICS (США), Adastr Research Group Ltd. (Россия).

Для технологических процессов, осуществляемых в крупнотоннажных химических производствах, характерно запаздывание во всех его разновидностях (по управлению, состоянию и выходу объекта) [4, 11, 12]. Величины запаздывания в непрерывном производстве изменяются в широком диапазоне – от минут до десятков часов. Методы построения систем управления для вышеперечисленных объектов, не учитывающие явление запаздывания, оказываются малоэффективными, поэтому прямое применение типовых, например, ПИД-регуляторов оказывается нецелесообразным. Проблема создания системы управления еще более осложняется в случае, если объект управления является многосвязным.

К особенностям ТП, придающим особое значение вопросам управления [1], относят:

- высокую чувствительность ТП к нарушениям технологического режима;
- высокую инерционность объектов управления;
- невозможность оперативного метрологического контроля регулируемых параметров;
- многосвязность объектов управления;
- большое число параметров контроля и управления;
- наличие запаздывания по входам, выходам и состоянию объекта.

Именно эти обстоятельства сильно осложняют синтез качественных систем автоматического управления сложными ТП, которые смогли бы освободить операторов и диспетчеров от анализа большого количества информации и выработки управляющего воздействия, и повысить эффективность производства.

В настоящее время большое количество диссертационных работ посвящено решению задач управления сложными ТП, используя современные подходы и

методы. Так, например, для процесса карбонизации аммонизированного рассола, который характеризуется отсутствием оперативного метрологического контроля важных показателей, высокой инерционностью, наличием запаздывания, многомерностью объекта управления в работе [13] получена нейросетевая модель процесса и разработана система управления. Для класса таких объектов в работе [14] предложен метод декомпозиции информации, который позволяет оценить переменные, не поддающиеся оперативному измерению. В [15] разработана многомерная система управления составом и вязкостью вискозы на основе линейного квадратичного регулятора с наблюдающим устройством.

В работах [16-18] синтез системы управления химическим реактором выполнен с использованием метода аналитического конструирования агрегированных регуляторов. При этом решается не только задача стабилизации концентрации целевого компонента на выходе реактора, но и задача перевода ТП с одной производительности на другую с сохранением требуемого качества целевого компонента.

Одним из важных направлений являются автоматические регуляторы с прогнозирующей моделью (Model Predictive Control) [1]. В область их применения входят системы управления многосвязными объектами со сложной структурой, с наличием запаздывания и высокой инерцией протекающих процессов, которые чаще всего встречаются в химической и строительной индустрии, легкой и пищевой промышленности. Теории и практике систем управления с прогнозирующей моделью посвящено множество работ [19-21].

К технологическим объектам, имеющим перечисленные особенности, относится процесс производства экстракционной фосфорной кислоты, являющейся важнейшим компонентом в производстве минеральных удобрений.

1.2 Процесс производства ЭФК как сложный ТП

Фосфорная кислота H_3PO_4 [4, 23] наиболее часто используется в производстве фосфорсодержащих минеральных удобрений, которое является

одним из важнейших подотраслей химической промышленности и направлено на интенсификацию сельского хозяйства.

Исходным сырьем для производства фосфорной кислоты служат природные руды (фосфаты) – апатиты и фосфориты [25]. Апатитовые руды характеризуются высоким содержанием природных фосфатов, с рудников они поступают на обогатительные фабрики, где в процессе флотации выделяют из них апатитовый концентрат, содержащий до 40 % P_2O_5 .

В промышленности фосфорную кислоту получают экстракционным и термическим способами [26, 27].

Кислотный (экстракционный) метод основан на вытеснении сильными кислотами (в основном серной) фосфорной кислоты из фосфатов [26, 28-30]. Неупаренная ЭФК содержит 19-42% P_2O_5 и загрязнена примесями от состава исходного сырья. Получение ЭФК характеризуется низкой себестоимостью и низкой энергоемкостью процесса (до 200 кВт·ч на 1 т P_2O_5 против 7500 кВт·ч при получении термической фосфорной кислоты) [31], что способствует широкому развитию и распространению ее производства.

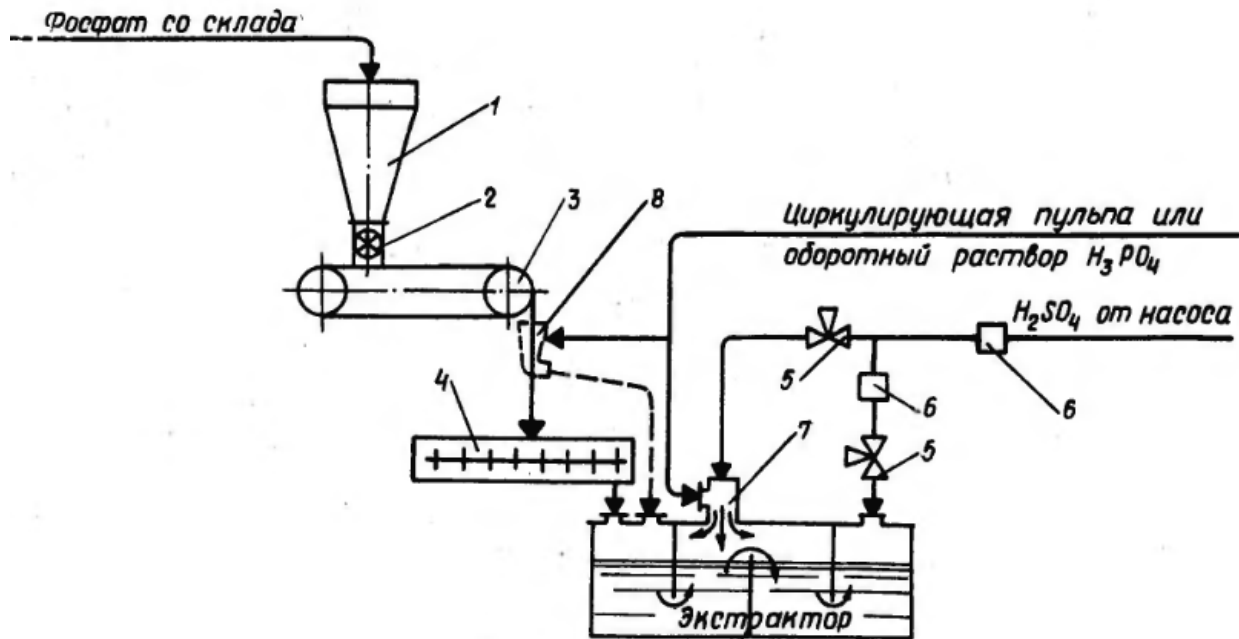
Одна из технологических схем подачи реагентов в двухбаковый экстрактор изображена на рисунке 1.1.

При смешении апатитового концентрата с серной кислотой образуется густая малоподвижная пульпа. Чтобы обеспечить хорошее перемешивание реагентов и облегчить перекачивание пульпы, в экстрактор вводят раствор разбавления – смесь части продукционной фосфорной кислоты и промывного раствора.

Таким образом, фосфат разлагается смесью серной и фосфорной кислот согласно следующему основному уравнению химической реакции



где n и m – коэффициенты химического уравнения.



1 – расходный бункер; 2 – питатель; 3 – ленточный транспортер; 4 – конвейер; 5 – клапан; 6 – индукционный расходомер; 7 – смеситель; 8 – скоростной смеситель апатита с пульпой.

Рисунок 1.1 - Технологическая схема подачи реагентов в экстрактор

Содержащиеся в фосфоритах ионы кальция Ca^{2+} выпадают в осадок, образуя сульфат кальция $\text{CaSO}_4 \cdot m\text{H}_2\text{O}$ в виде дигидрата (при $m=2$), полугидрата ($m=0,5$) или ангидрита ($m=0$). Соответственно различают способы производства фосфорной кислоты: дигидратный, полугидратный и ангидритный.

При дигидратном способе, отличающимся низким температурным режимом ($65-80\text{ }^\circ\text{C}$), из апатитового концентрата или высококачественных фосфоритов получают фосфорную кислоту с содержанием $26-32\% \text{P}_2\text{O}_5$. Из бедных фосфоритов этим способом получают кислоту, содержащую $20-27\% \text{P}_2\text{O}_5$ (в зависимости от состава фосфата). Дигидратный способ производства ЭФК наиболее прост и хорошо аппаратурно отработан.

Для получения фосфорной кислоты с содержанием более $30\% \text{P}_2\text{O}_5$ применяют режимы с высокими температурами (выше $90\text{ }^\circ\text{C}$), при которых в твердую фазу выделяются полугидрат или ангидрит.

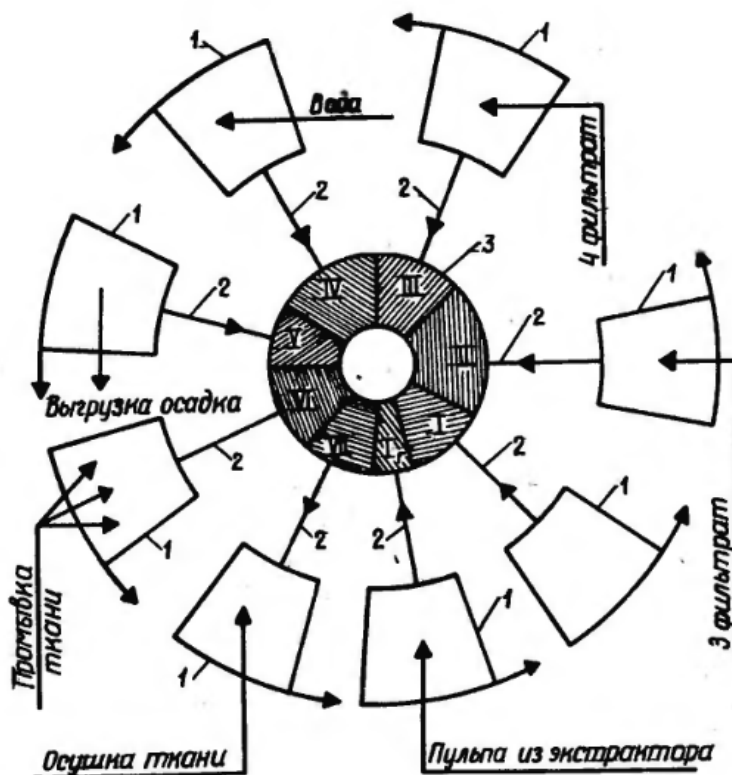
В последние годы большое внимание во всем мире уделяется широкому внедрению полугидратного способа производства. Возможность получения более

концентрированной фосфорной кислоты (35–37,5 % P_2O_5) по сравнению с дигидратным способом, а также отсутствие принципиальных изменений аппаратного оформления технологического процесса, позволяют предприятиям путем перевода производства с дигидратного на полугидратный способ существенно повысить производительность [32].

Химико-технологический процесс производства экстракционной фосфорной кислоты относится к категории непрерывных процессов и состоит из трех основных стадий: 1) разложение фосфата серной кислотой в присутствии раствора разбавления (циркулирующей фосфорной кислоты); 2) кристаллизация сульфата кальция; 3) разделение получаемой пульпы на продукционную кислоту и осадок (фосфогипс). Полученная после перечисленных стадий ЭФК подвергается последующим процессам очистки и упаривания, способствующим повышению качества и концентрации фосфорной кислоты [33, 34].

Разделение получаемой в результате процесса экстракции пульпы на необходимые компоненты происходит на вакуумных фильтрах и представляет собой откачку продукционной кислоты, промывку сульфата кальция с целью отбора остатков фосфорной кислоты и удаление осадка из системы. Схема работы вакуум-фильтра карусельного типа приведена на рисунке 1.2.

Химические реакции, происходящие в процессе экстракции, качественно и количественно определяют состав образуемой пульпы. Нарушение технологического режима процесса разложения фосфатов приводит к негативным последствиям, например, образованию осадка в виде игольчатых структур, которые забивают фильтровальные ткани, нарушая процесс фильтрации. Процесс разложения ухудшается в случае пересыщения раствора ионами SO_3 , которые способствуют кристаллизации фосфогипса на поверхности зерен апатита и их неполному разложению. Вследствие этих явлений наблюдается вынос продукционной кислоты или непрореагировавшего сырья с осадком в отходы. Таким образом, очевидно, что экстракция фосфорной кислоты из природных фосфатов и последующее отделение ее от осадка в виде сульфата кальция – взаимосвязанные процессы, образующие единый сложный ТП.



1 – ковши; 2 – шланги; 3 – головка; I-VII – зоны промывки.

Рисунок 1.2 - Схема работы карусельно-лоткового вакуум-фильтра

Для ТП экстракции фосфорной кислоты можно выделить следующие особенности, подчеркивающие сложность его проведения и управления:

- при нарушении регламентного режима экстракции фосфатное сырье используется не полностью, увеличивается расход серной кислоты, образуется осадок игольчатой структуры, что приводит к ухудшению процесса фильтрации;
- процесс является сильно инерционным;
- образуемая пульпа представляет собой агрессивную смесь сильных кислот и фосфогипса, которые способствуют отложению инкрустированных осадков, приводящих к образованию зон слабого перемешивания [35], а также к «зарастанию» трубопроводов и чувствительных элементов в расходомерах;
- агрессивное воздействие пульпы сказывается на ограничении применяемых средств автоматического контроля параметров процесса.

1.3 Технические и технологические показатели процесса производства ЭФК

Технологический процесс производства экстракционной фосфорной кислоты на ООО «БМУ» организован в отделении ЭФК-3,4 в полугидратном режиме с проектной мощностью 380 тыс. тонн 100 %-го P_2O_5 . Как уже было сказано, основным преимуществом данного режима является возможность получения фосфорной кислоты с содержанием P_2O_5 более 35 %.

Производство ЭФК на ООО «БМУ» заключается в следующих этапах:

- 1) дозирование фосфатного сырья и серной кислоты в экстрактор;
- 2) разложение фосфата смесью серной и фосфорной кислот;
- 3) формирование и рост кристаллов фосфогипса;
- 4) охлаждение циркулирующей пульпы;
- 5) фильтрование экстракционной пульпы.

Процесс разложения апатитового концентрата в ЭФК-3,4 осуществляется в двухсекционном экстракторе объемом ~ 900 м³. Апатитовый концентрат автоматическими дозаторами производительностью до 125 т/час подается в узел мокрого смешения, где происходит смешение апатита с пульпой, подаваемой из первого реактора погружным насосом производительностью 200 м³/ч. Для создания оптимальных условий разложения апатитового концентрата и кристаллизации сульфата кальция в реакторах экстрактора организован двухзонный сульфатный режим, когда 90-95 % общего балансового количества серной кислоты подается в первый реактор экстрактора, а остальное количество - во второй. Перед подачей в первый реактор серная кислота смешивается с оборотной фосфорной кислотой. В первом реакторе установлен мощный циркулятор, который позволяет подавать пульпу на охлаждение в аппарат воздушного охлаждения (АВО) и создает во всем объеме реактора циркуляционный контур (Q – 58000 м³/час) с целью выравнивания концентрационных и температурных градиентов.

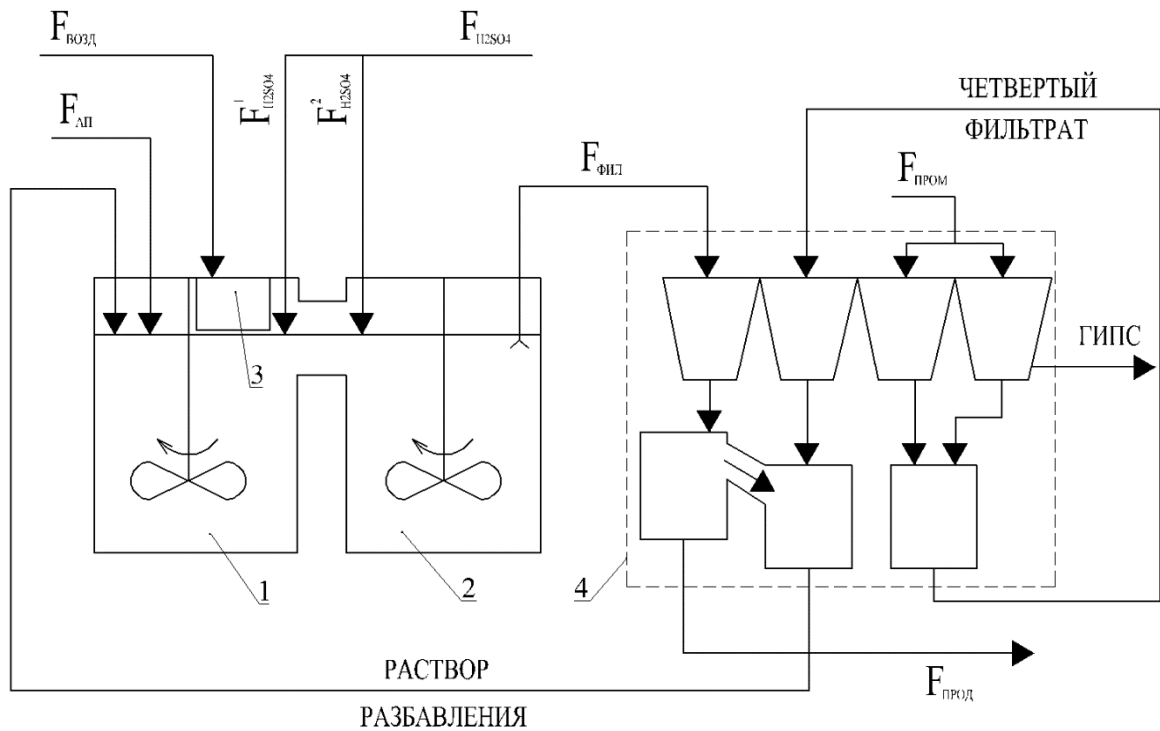
В первом реакторе практически завершается разложение апатита серной кислотой и начинает формироваться твердая фаза (фосфогипс), кристаллы которой могут быть в пластинчатой, столбчатой, волокнистой и игольчатой формах [28]. Во втором реакторе кристаллизация завершается, пульпа «дозревает», двигаясь

направленным потоком по кольцевому пространству, и из центральной секции подается насосами на фильтры. Успешное осуществление процесса полугидратным методом возможно при выделении достаточно стабильных кристаллов полугидрата, обеспечивающих максимально полное отделение фосфорной кислоты от осадка. Кристаллизацию фосфополугидрата проводят из слабопересыщенных растворов, что обеспечивается достаточным объемом экстрактора, интенсивным перемешиванием пульпы, циркуляцией её, предварительным смешением исходной серной кислоты с раствором разбавления, способом ввода серной кислоты, «мокрого» питания апатитом, оптимальной температурой процесса, оптимальным отношением жидкой и твердой фаз в пульпе, необходимым избытком SO_3 .

Процесс разложения апатитового концентрата серной кислотой сопровождается выделением тепла. Оптимальной для условий полугидратного процесса является температура пульпы в основной реакционной зоне 90-92 °С.

Фильтрация пульпы осуществляется на карусельных вакуум-фильтрах (КВФ) К100-15К-2 с фильтрующей поверхностью 80 м². КВФ состоит из 24 отдельных ковшей, каждый из которых проходит стадии: фильтрования, обезвоживания осадка, четырех промывок осадка с промежуточным его обезвоживанием, разгрузки фосфогипса и регенерации фильтровальной ткани.

Упрощенная технологическая схема процесса производства экстракционной фосфорной кислоты в отделении ЭФК-3,4 представлена на рисунке 1.3.



1 – первая секция экстрактора, 2 – вторая секция экстрактора, 3 – аппарат воздушного охлаждения, 4 – карусельный вакуум-фильтр, $F_{\text{ап}}$ – расход апатит, $F^1_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ – расход H_2SO_4 в 1-й бак экстрактора, $F^2_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ – расход H_2SO_4 во 2-й бак экстрактора, $F_{\text{фил}}$ – расход пульпы на фильтры, $F_{\text{пром}}$ – расход воды на промывку фосфополугидрата, $F_{\text{прод}}$ – расход продукционной кислоты в сборник, $F_{\text{возд}}$ – воздух на охлаждение пульпы.

Рисунок 1.3 - Упрощенная технологическая схема производства ЭФК

При анализе фосфополугидрата, полученного в результате фильтрации пульпы, определяют технологический выход P_2O_5 , то есть степень перехода P_2O_5 из апатитового концентрата в фосфорную кислоту. Данная величина называется коэффициентом выхода $K_{\text{вых}}$ и является показателем эффективности производства. Формула для вычисления $K_{\text{вых}}$ имеет вид

$$K_{\text{вых}} = \frac{K_{\text{раз}} \times K_{\text{отм}}}{100}, \quad (1.2)$$

где $K_{\text{раз}}$ – коэффициент разложения апатитового концентрата (в %);

$K_{\text{отм}}$ – коэффициент отмывки фосфополугидрата (в %).

Коэффициент разложения апатита в раствор определяется по содержанию водонерастворимой P_2O_5 в фосфополугидрате

$$K_{раз} = 100 - \frac{(P_2O_{5общ} - P_2O_{5вод}) \times \Gamma \times 100}{P_2O_{5фосф}}, \quad (1.3)$$

где $P_2O_{5общ}$ – общее содержание P_2O_5 в фосфополугидрате, %;

$P_2O_{5вод}$ – содержание водорастворимой P_2O_5 в фосфополугидрате, %;

$P_2O_{5фосф}$ – содержание P_2O_5 в апатитовом концентрате, % (в пересчете на сухое вещество);

Γ - гипсовое число, т.е. выход сухого фосфополугидрата на 1 т апатитового концентрата (Γ - 1,4 для полугидратного процесса).

Коэффициент отмывки фосфополугидрата характеризует потери водорастворимого P_2O_5 в удаляемом в отвал фосфополугидрате:

$$K_{отм} = 100 - \frac{P_2O_{5вод} \times \Gamma \times 10000}{P_2O_{5фосф} \times K_{изв}} \quad (1.4)$$

Согласно технологическому регламенту производства указанные коэффициенты процесса экстракции фосфорной кислоты должны иметь значения, приведенные в таблице 1.1.

Таблица 1.1 - Регламентные значения основных показателей эффективности производства

Контролируемый параметр	Нормы и технические значения	Точность измерения параметра
Коэффициент разложения $K_{раз}$	Не менее 97,4 %	$\Delta_{нп} = \pm 0,2 \%$
Коэффициент отмывки $K_{отм}$	Не менее 98 %	$\Delta_{нп} = \pm 0,5 \%$
Коэффициент выхода $K_{вых}$	Не менее 95,4 %	$\Delta_{нп} = \pm 0,7 \%$

Для достижения высокой эффективности процесса экстракции необходимо поддерживать оптимальные значения физико-химических параметров, характеризующих ТП:

- массовая концентрация серной кислоты (свободной) в пересчете на SO_3 в фильтрате пульпы первого и второго баков экстрактора ($C^1_{SO_3}$, $C^2_{SO_3}$);
- массовая концентрация P_2O_5 в фильтрате пульпы первого бака экстрактора ($C^1_{P_2O_5}$);
- массовая концентрация твердого вещества в жидкой фазе пульпы первого бака ($C^1_{ТВ}$);

- температура пульпы в экстракторе ($t_{\text{пул}}$);
- уровень пульпы в экстракторе от крышки (Н).

Установленные технологическим регламентом диапазоны значений основных параметров процесса экстракции фосфорной кислоты приведены в таблице 1.2.

Таблица 1.2 - Регламентные значения основных технологических параметров

Контролируемый параметр	Способ контроля	Нормы и технические показатели	Точность измерения параметра
$C^1_{\text{SO}_3}$	Отбор пробы, лабораторный анализ 1 раз в 2 часа	(12 - 20) г/дм ³	$\Delta = \pm 2$ г/дм ³
$C^2_{\text{SO}_3}$	Отбор пробы, лабораторный анализ 1 раз в 2 часа	(20 - 30) г/дм ³	$\Delta = \pm 2$ г/дм ³
$C^1_{\text{P}_2\text{O}_5}$	Отбор пробы, лабораторный анализ 1 раз в 2 часа	(35,0 - 38,0) %	$\Delta = \pm 0,6$ %
$C^1_{\text{ТВ}}$	Отбор пробы, лабораторный анализ 1 раз в 2 часа	(23 - 30) %	$\Delta = \pm 0,5$ %
$t_{\text{пул}}$	Непрерывные показания, термопреобразователь ХК(L)	(86 - 92) °С	$\Delta = \pm 2,5$ °С
Н	Непрерывные показания, уровнемер ультразвуковой FMU 40	(0,7 - 1,0) м	$\Delta = \pm 0,05$ м

1.4 Участок «экстрактор-фильтр» как объект управления

Технологическим объектом управления, рассматриваемым в данной работе, является участок «экстрактор-фильтр», представляющий собой совокупность взаимосвязанных процессов и технологических агрегатов.

К числу выходных переменных Y , характеризующих состояние объекта управления, относятся рассмотренные ранее технологические параметры: показатели концентрационного состава пульпы ($C^1_{\text{SO}_3}$, $C^2_{\text{SO}_3}$, $C^1_{\text{P}_2\text{O}_5}$, $C^1_{\text{ТВ}}$), температура $t_{\text{пул}}$ и уровень Н пульпы в экстракторе.

К вектору управляющих воздействий U_{OU} исследуемого объекта относятся следующие материальные потоки:

- $F_{АП}$ - апатит, т/час;
- $F^1_{H_2SO_4}$ - H_2SO_4 в 1-й бак экстрактора, м³/час;
- $F^2_{H_2SO_4}$ - H_2SO_4 во 2-й бак экстрактора, м³/час;
- $F_{Фил}$ – пульпа на фильтры, м³/час;
- $F_{ПРОМ}$ – вода на промывку фосфополугидрата, м³/час;
- $F_{ПРОД}$ – производственная кислота в сборник, м³/час;
- $F_{ВОЗД}$ – воздух на охлаждение пульпы, м³/час.

Указанные управляющие величины позволяют стабилизировать технологические параметры процесса экстракции фосфорной кислоты.

Нормальное функционирование объекта управления нарушается действием возмущающих воздействий. Анализ технологического процесса и данных о его функционировании позволяет выявить основное возмущение - систематическую погрешность расходомера пульпы $f_{Фил}$, вызванную зарастанием инкрустированными осадками чувствительного элемента.

ТП производства ЭФК является многосвязным динамическим объектом управления, подверженным влиянию возмущающих воздействий и имеющим нелинейные зависимости между входами и выходами. Модель ОУ с семью входными и шестью выходными переменными без учета возмущающих воздействий представлена на рисунке 1.4.



$t^*_{Пул}$ – заданное значение температуры пульпы.

Рисунок 1.4 - Модель ОУ производства ЭФК

1.5 Анализ проблем непрерывного контроля входных и выходных переменных объекта управления

В отделении ЭФК-3,4 температура $t_{пл}$ и уровень H пульпы в экстракторе непрерывно оцениваются с помощью термопреобразователей и ультразвуковых уровнемеров соответственно. Существенная сложность возникает при измерении концентрационного состава пульпы.

Основные характеристики пульпы определяют методами лабораторного анализа с дискретностью 1 раз в 2 часа.

В работе [36] отмечены преимущества внедрения автоматической системы контроля параметров экстракционной пульпы, которая позволит оперативно реагировать на непредвиденное изменение состояния процесса экстракции и сократить количество нарушений технологического регламента. Авторы [37] предлагают осуществлять непрерывный контроль состава пульпы с помощью датчика электропроводности (кондуктометра низкочастотного КНЧ) в совокупности с другими датчиками, например, плотности. В отделении ЭФК-3,4 электропроводность пульпы непрерывно измеряется в первом реакторе экстрактора с помощью кондуктометра погружного ИПП-М-20, а плотность пульпы – плотномером бесконтактным радиоизотопным ИПБ-1К. Необходимо отметить, что контроль электропроводности вещества целесообразно применять в тех случаях, когда концентрация примесей, отличающихся от измеряемых компонентов, в процессе измерений практически не изменяется [22]. Так как электропроводность пульпы существенно зависит от примесей, содержащихся в сырье, применение электрокондуктометрического метода анализа не позволяет получать достоверную информацию о контролируемых показателях качества пульпы. К тому же из-за инкрустированных осадков, образующихся при взаимодействии пульпы с чувствительными элементами приборов измерения, достоверность измерений сохраняется недолгое время после чистки агрегатов.

Измерение расходов материальных потоков осуществляется непрерывно с использованием современных средств автоматизации. В таблице 1.3 приведена информация о реализованных в отделении ЭФК-3,4 способах контроля расходов материальных потоков.

Таблица 1.3 - Автоматический контроль расходов материальных потоков

Контролируемый параметр	Нормы и технические показатели	Средство контроля	Точность измерения параметра
$F_{АП}$	(55 - 135) т/ч	Дозатор фирмы «Dosatec»	$\Delta = \pm 3$ т/ч
$F^1_{H_2SO_4}$	(20 - 70) м ³ /ч	Электромагнитный расходомер счетчик РСЦ-01	$\Delta = \pm 1$ м ³ /ч
$F^2_{H_2SO_4}$	(3,5 - 10) м ³ /ч	Электромагнитный расходомер счетчик РСЦ-01	$\Delta = \pm 0,2$ м ³ /ч
$F_{Фил}$	(150 - 220) м ³ /ч	Электромагнитный расходомер счетчик РСЦ-01	$\Delta = \pm 2$ м ³ /ч
$F_{ПРОМ}$	(30 - 40) м ³ /ч	Электромагнитный расходомер счетчик РСЦ-01	$\Delta = \pm 1$ м ³ /ч
$F_{ПРОД}$	(29 - 43) м ³ /ч	Электромагнитный расходомер счетчик РСЦ-01	$\Delta = \pm 1$ м ³ /ч.

Узким местом в автоматическом непрерывном контроле входных переменных объекта управления является измерение объемного расхода пульпы на фильтр $F_{Фил}$. Принцип работы используемого электромагнитного расходомера типа РСЦ-01 основан на открытом Фарадеем законе электромагнитной индукции, согласно которому в проводнике (жидкости), движущемся через магнитное поле, создается напряжение, пропорциональное его скорости. При неизменном измерительном сечении это напряжение прямо пропорционально расходу жидкости. Однако измеряемый поток является смесью фосфорной кислоты и фосфогипса. Инкрустированные осадки, образуемые на контактирующих с пульпой поверхностях, приводят к зарастанию их стенок, что сокращает измерительное сечение. Данное обстоятельство приводит к тому, что, спустя некоторое время после чистки и запуска агрегатов, в показаниях расходомера присутствует систематическая погрешность, растущая с течением времени при

эксплуатации объекта. Такая ситуация на практике приводит не только к неточности стабилизации расхода пульпы на фильтр, но и вносит существенные возмущения в контуры управления параметрами $C^1_{P_{2O5}}$, C^1_{TV} и H .

Анализ реализованного на ООО «БМУ» аналитического и автоматического контроля основных параметров ТП производства ЭФК позволяет выделить проблемные участки:

- отсутствие оперативной информации о состоянии объекта управления;
- на сегодняшний день попытки непрерывного контроля концентрационного состава пульпы автоматическими средствами являются неуспешными;
- из-за агрессивных свойств образуемой в экстракторе пульпы, приводящих к зарастанию стенок трубопроводов, в расходомерах с течением времени растут систематические погрешности.

1.6 Анализ уровня автоматизации и проблем управления ТП производства ЭФК

Автоматизации технологических процессов химических производств посвящено большое количество научных работ [3, 5, 6, 38-42]. Способы автоматического управления процессом ЭФК приведены в работах [46-53].

В [45, 46] делается упор на точное регулирование расхода оборотной фосфорной кислоты. В [47, 48] приведены изобретения, регулирующие соотношения фосфорного сырья и промывочной воды с целью обеспечения наилучших условий для отмывки фосфогипса от продукционной фосфорной кислоты. Способ автоматического управления, описанный в [49], прежде всего, регулирует отношение жидкой и твердой фаз пульпы в экстракторе, а также концентрацию жидкой фазы путем изменения потока и концентрации оборотного раствора разбавления. В [51] рассмотрен способ автоматической стабилизации концентрации фосфорной кислоты в первом баке экстрактора. Рассчитанное ЭВМ количество воды, необходимое для стабилизации концентрации пятиоксида фосфора, разделяется на два потока, один из которых поступает на фильтр и ограничен пропускной способностью последнего, а второй – на разбавление серной

кислоты, попадающей в экстрактор. В способе, описанном в [50], для определения концентрации сульфат-ионов используется математическая модель и результаты лабораторного анализа. Система автоматического управления концентрацией SO_3 , описанная в [52], также использует данные лабораторного анализа для расчета по математической модели «установок» для контуров регулирования расходов апатита и серной кислоты в экстрактор.

Рассмотренные способы направлены на стабилизацию одного-двух параметров, а действия таких систем создают искусственные возмущения для каналов управления другими параметрами, которые и так подвержены внешним возмущающим воздействиям. Данное обстоятельство, как и необходимость оперативного контроля концентрационных характеристик для некоторых систем, не позволили рассмотренным способам управления найти широкое применение в химической промышленности.

Современные химические комбинаты достаточно оснащены современными техническими и программными средствами автоматизации, которые выполняют функции контроля, блокировок, сигнализации, регулирования и др. Российские и зарубежные компании модернизируют АСУ ТП существующих производств ЭФК на основе современного и надежного оборудования таких фирм как Siemens, Schneider Electric, Emerson, Mitsubishi Electric, Yokogawa и др. На уровне диспетчерского управления используются зарекомендовавшие себя SCADA-системы iFIX, Citect, WinCC, Trace Mode.

Российская компания «Индасофт», которая занимает на сегодняшний день лидирующие позиции на рынке промышленной автоматизации, предлагает специализированные автоматизированные системы оперативно-диспетчерского управления для химических предприятий. Разработанная АСУ ТП производства ЭФК на основе HMI/SCADA iFIX компании GE Fanuc выполняют функции сбора и обработки информации, диспетчерского контроля и управления, контроля состояния аварийной сигнализации, расчета технико-экономических показателей производства, передачи данных в системы предприятия и т.д.

Специалистами «Индасофт» выполнена модернизация систем управления производством ЭФК также на ОАО «Воскресенские минеральные удобрения» (холдинг УРАЛХИМ), ООО «Балаковские минеральные удобрения» (холдинг ФОСАГРО).

Известны решения в области автоматизации производств ЭФК компанией ООО «Комплексные системы и компоненты автоматики - Винница» (Украина). САУ приготовлением экстракционной фосфорной кислоты на ЗАО «Днепровский завод минеральных удобрений» (г. Днепропетровск) реализована на основе контроллеров Mitsubishi Electric серии FX2N и SCADA-системы Citect.

На ООО «БМУ» в отделении ЭФК-3,4 реализована трехуровневая АСУ ТП на основе программно-технических средств Yokogawa. Система автоматизации представляет собой распределенную систему управления (РСУ) Centum CS3000.

Структурная схема комплекса технических средств АСУ ТП в отделении ЭФК-3,4 изображена на рисунке 1.5.

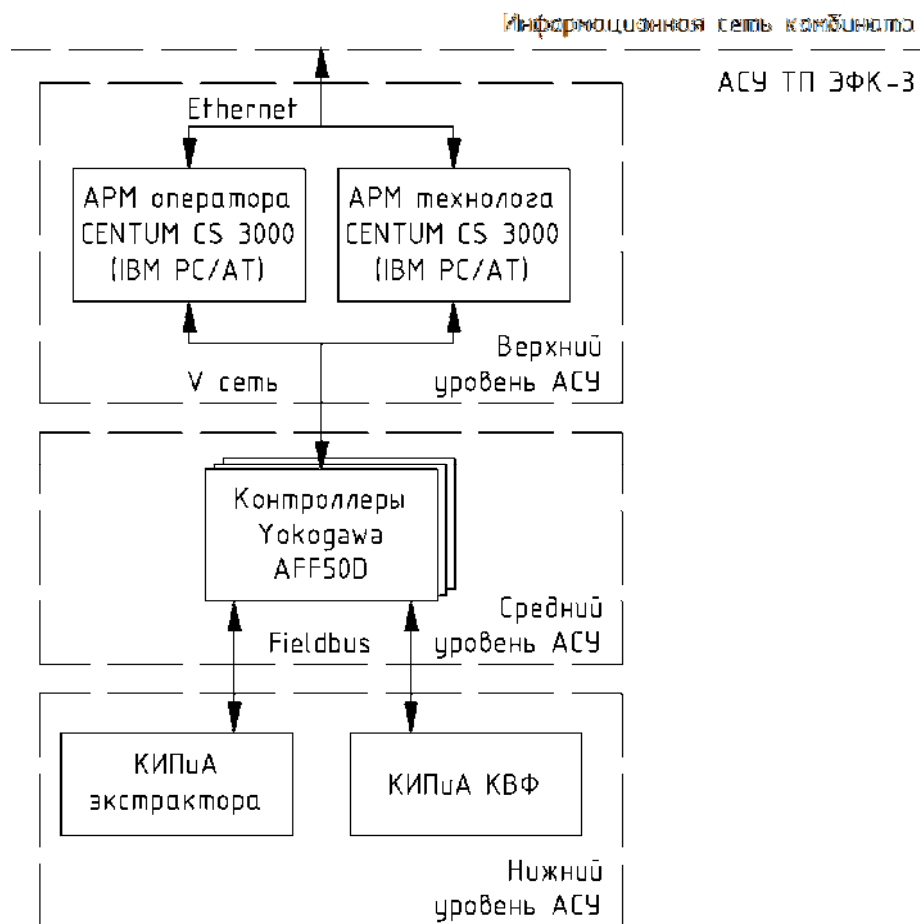


Рисунок 1.5 - Структурная схема КТС АСУ ТП производства ЭФК ООО «БМУ»

Уровень диспетчерского управления представлен автоматизированными рабочими местами операторов-технологов (IBM PC/AT совместимые машины), работающих под операционной системой Windows 2000. Программный пакет PCY Centum CS3000 позволяет оператору и технологу:

- контролировать основные технологические параметры процесса экстракции;
- регулировать некоторые параметры ТП;
- осуществлять контроль работоспособности оборудования;
- контролировать предупредительно-аварийное состояние процесса и оборудования;
- переключать режимы автоматического и ручного управления.

Автоматически выполняется архивация необходимых данных, действует система сигнализации аварийных ситуаций и ведения отчетности.

Реализованная связь между АСУ ТП и информационной сетью комбината (PI-system) посредством сети Ethernet и OPC-сервера позволяет наблюдать протекание технологического процесса в реальном времени, обращаться к архивным данным и формировать отчеты с любого компьютера, подключенного к корпоративной сети.

Уровень диспетчерского управления посредством V сети взаимодействует со средним уровнем автоматизации. Автоматическое регулирование расходов, сигнализация аварийных ситуаций, пуск и останов оборудования осуществляются станциями управления участком, в основе которых - программируемые логические контроллеры (ПЛК) AFF50D. Уровень КИПиА представлен широким ассортиментом отечественных и зарубежных измерительных приборов, а также исполнительными механизмами.

Схема управления процессом производства ЭФК представлена на рисунке 1.6.



Рисунок 1.6 - Схема управления ТП экстракции фосфорной кислоты

Главными функциями процесса управления являются: 1) стабилизация выходных переменных ОУ – характеристик процесса экстракции, определяющих коэффициент выхода и соответственно эффективность производства; 2) регулирование расходов материальных потоков, которые формируют состояние объекта управления.

На среднем уровне автоматизации с помощью ПЛК реализованы системы автоматического регулирования (САР), позволяющие изменять расходы материальных потоков согласно заданию, вводимому оператором. В частности, спроектированные САР позволяют автоматически регулировать:

- расход серной кислоты в 1-ый реактор экстрактора закрытием/открытием клапана КСР-Э с приводом МЭОФ-40/25;
- расход серной кислоты во 2-ой реактор экстрактора закрытием/открытием клапана КСР-Э с приводом МЭОФ-40/25;
- расход апатитового концентрата закрытием/открытием шлюзового затвора;
- соотношение расходов апатитового концентрата и серной кислоты в реактор;
- расход воды на промывку фосфогипса на фильтрах закрытием/открытием клапана КСР-Э с приводом МЭОФ-40/25;
- расход продукционной фосфорной кислоты из сборника в цех упаривания частотным регулированием насосов;
- расход пульпы из экстрактора на фильтры частотным регулированием насосов.

Помимо функций автоматического регулирования расходов с помощью ПЛК осуществляется стабилизация одного из технологических показателей ТП экстракции - температуры пульпы $t_{\text{пул}}$. Для этого расход подаваемого воздуха $F_{\text{возд}}$ в аппарат воздушного охлаждения изменяется в зависимости от положения заслонки на линии всаса вентилятора. В АВО происходит барботирование пульпы и унос излишков тепла через систему удаления газов.

Стабилизация остальных характеристик процесса экстракции, т.е. функция анализа отклонений от номинального режима и выработка управляющих воздействий, выполняется оператором-технологом. Перед обслуживающим персоналом стоит задача управления расходами по шести потокам: $F_{\text{АП}}$, $F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^1$, $F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^2$, $F_{\text{Фил}}$, $F_{\text{ПРОМ}}$, $F_{\text{ПРОД}}$. При этом расход апатита $F_{\text{АП}}$ определяет производительность технологической линии и выбирается оператором, исходя из наличия сырья, пропускной способности фильтров и смежных технологических агрегатов.

Задача управления осложняется высокой чувствительностью к нарушению заданного режима, большим числом точек контроля и управления, наличием примесей в сырье, систематическими погрешностями в показаниях расходомеров из-за отложения в трубопроводах твердых продуктов реакции [5]. Поэтому определение оптимальных уставок по всем управляемым потокам отделений экстракции и фильтрации для оперативного персонала является сложной задачей, успешное решение которой требует глубокого понимания технологического процесса, длительного обучения и стажировки под руководством опытных, высококвалифицированных наставников.

Оперативный персонал принимает решение об изменении технологического режима и воздействует на технологический процесс, изменяя задания для контуров автоматического регулирования. Выполнение данной функции системой автоматизации не реализовано в силу наличия следующих причин:

- неполная информация о ходе ТП, прежде всего, о текущих значениях технологических параметров из-за отсутствия оперативного метрологического контроля;

- высокая сложность разработки систем автоматического управления для многосвязного объекта, обладающего высокой инерционностью, чувствительностью к отклонениям расходов, а также подверженного влиянию возмущающих воздействий.

1.7 Анализ компьютерных тренажерных комплексов для повышения качества управления сложными технологическими процессами

Основным звеном в автоматизированных системах управления сложными технологическими процессами и в настоящее время остается человек. Отсутствие систем автоматического регулирования параметров возлагает на оператора ТП важнейшие функции выработки управляющих воздействий, от правильности выбора которых зависит эффективность производства в целом. Человек в силу сложности и многомерности объекта управления реализует управление невысокого качества, основывается на полученном опыте, субъективном понимании динамики процесса. Задача управления сводится к поддержанию параметров процесса хотя бы в рамках технологического регламента. На обучение операторов-стажеров уходят годы практики на реальном объекте.

Повысить эффективность управления возможно путем разработки специального математического и программного обеспечения, которые позволят реализовать в составе АСУ ТП систему контроля и управления, автоматически поддерживающую процесс в режиме максимальной производительности и эффективности. Однако роль человека на высокоавтоматизированных производствах не уменьшается. В случае возникновения внештатной ситуации или отказе системы управления оператор-технолог обязан продолжать управлять процессом и не допустить нарушений технологического регламента.

Рост интереса промышленности к созданию компьютерных тренажерных систем наблюдается с возникновения первых обучающих систем в начале 80-х годов. В настоящее время применение тренажеров является наиболее эффективным средством для обучения и повышения квалификации операторов и особенно

востребовано в производствах со сложными и опасными процессами [54-57]. Основное назначение таких тренажеров – формирование комплексного навыка принятия решений, который основывается на возможности моделировать динамический отклик объекта на управляющие воздействия оператора [58, 59].

Процесс обучения оператора ТП с помощью программного тренажера заключается во взаимодействии обучающегося с виртуальным объектом через интерфейс, подобный реальной системе управления. Согласно выбранному сценарию обучения оператор выполняет определенные задачи – управляет технологическими параметрами в условиях действия возмущений, выполняет пуск/останов ТП, отрабатывает аварийные ситуации, связанные с отказом технических средств автоматизации и т.п. Организованный курс обучения позволяет сократить количество нарушений процесса при управлении реальным объектом и повысить эффективность производства за счет более рационального управления.

Основными элементами типовой тренажерной системы являются:

- рабочая станция обучаемого, на которой происходит взаимодействие человека с моделями процесса и системы управления;
- рабочая станция инструктора, позволяющая выполнять контроль и анализ действий обучаемого, задавать нестандартные ситуации;
- математическое обеспечение, которое содержит в себе модель объекта управления, модель системы управления, базу данных исходных вариантов технологических ситуаций;
- программное обеспечение, установленное на рабочих станциях и обеспечивающее взаимодействие отдельных элементов тренажерной системы, образуя единый процесс обучения;
- методологическая основа, определяющая процедуру обучения.

Функциональная схема типовой тренажерной системы показана на рисунке 1.7.

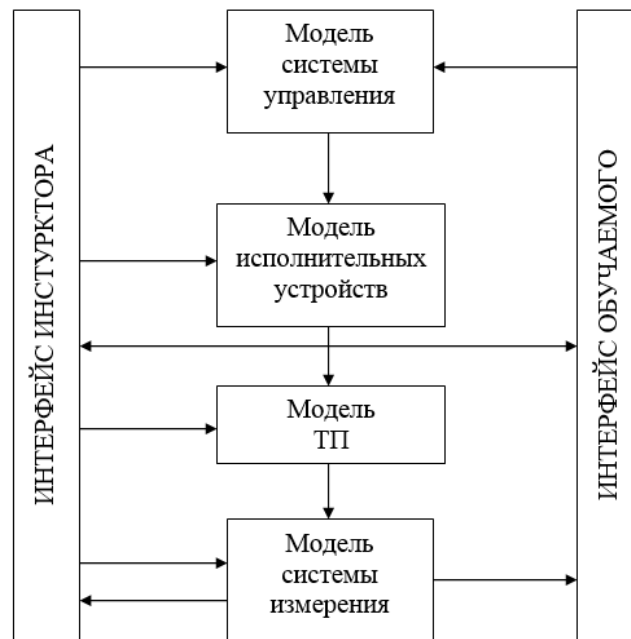


Рисунок 1.7 - Функциональная схема типового тренажерного комплекса

Интерфейс обучаемого разрабатывается в соответствии с организованными на существующем производстве системами человеко-машинного интерфейса, обеспечивающими взаимодействие оператора с технологическим процессом. Это могут быть щиты и пульты управления, системы сигнализации и индикации, однако наиболее эффективным средством коммуникации в настоящее время являются SCADA-системы.

Высокая степень идентичности интерфейса тренажера и существующей SCADA-системы позволяют избежать появления ложных действий оператора и быстрее адаптироваться при управлении реальным объектом.

Интерфейс инструктора включает в себя помимо всего того, что доступно обучаемому, инструменты для управления процессом обучения. Инструктором может выступать как опытный и высококвалифицированный оператор, так и технолог или преподаватель специализированного центра обучения. Тренажер должен предоставлять им функции наблюдения за процессом управления, анализа и протоколирования действий оператора, изменения и запуска сценариев. Немаловажной функций является возможность изменения масштаба времени. Для быстропротекающих процессов целесообразно на начальном этапе обучения

замедлить процесс моделирования и выполнить комплекс мероприятий по его регулированию, а для медленных процессов имеет смысл ускорить моделирование.

Ядром любой тренажерной системы является математическая модель управляемого процесса [58, 60]. От ее соответствия реальному объекту (адекватности) зависит формирование «правильных» навыков у операторов и в целом качество обучения. Бюджетные тренажеры базируются на моделях типовых технологических процессов и не всегда могут быть пригодны для сложного производства. Серьезные и крупные специализирующиеся на тренажерных системах фирмы разрабатывают сложные математические модели, учитывающие все физико-химические процессы, возмущающие воздействия, отражающие наиболее точную динамику объекта.

Итак, разнообразные реализации интерфейса обучающегося, возможностей инструктора, исходных состояний ТП и математической модели процесса позволяют говорить о самых разных вариантах исполнения тренажерных систем и соответственно об их стоимости.

Большое количество публикаций посвящено обучающим системам на базе компьютерных тренажеров [54-56, 59, 61-63]. В работах не раз подчеркивается высокая эффективность обучения операторов ТП. Особое внимание уделяется разработке тренажеров для сложных и потенциально опасных процессов, которые встречаются в химической, нефтехимической, атомной промышленности и т.п. [58, 64-66].

Создание узконаправленных компьютерных тренажерных систем позволяет не только повысить безопасность, но и повысить эффективность управления технологическим процессом.

1.8 Постановка задач исследования

Проведенный анализ рассматриваемого объекта управления, а также современного состояния автоматизации технологических процессов производств ЭФК в полугидратном режиме позволил выделить проблемы контроля и

управления сложными технологическими процессами с дискретным измерением выходов.

Основные показатели процесса экстракции – концентрационные характеристики пульпы – не поддаются непосредственному автоматическому контролю с помощью измерительных приборов и, в то же время, определяют степень разложения фосфатного сырья, качество образования осадка и конечного продукта – ЭФК. Отсутствие оперативной информации о состоянии процесса приводит к осложнению задач управления.

Проведенный анализ уровней автоматизации на высокоавтоматизированных предприятиях по производству ЭФК показал, что значительную часть функций управления важными показателями процесса выполняет оператор, который анализирует информацию о состоянии объекта и вырабатывает управляющие воздействия – «уставки» для локальных контуров регулирования расходов материальных потоков. Часть характеристик процесса измеряется приборами автоматического контроля, остальная часть – промышленной лабораторией, выполняющей отбор проб и их анализ с дискретностью 1 раз в 2 часа.

ТП производства ЭФК является непрерывным, сложным, инерционным, подверженным действию возмущающих воздействий. Участок «экстрактор-фильтр» как объект управления – многосвязный и нелинейный.

С целью повышения качества управления процессом экстракции фосфорной кислоты предлагается использовать наблюдатель координат состояния, который позволит по приборным показаниям и результатам лабораторного анализа непрерывно оценивать не только состояние объекта управления, но и основные возмущающие воздействия. Непрерывная информация о состоянии объекта позволит управлять технологическими параметрами, обеспечивая оптимальные условия для протекания химических реакций.

Целью диссертационной работы является повышение эффективности управления технологическим процессом производства ЭФК путем разработки системы контроля и управления технологическими параметрами, а также программного тренажера для обучения операторов ТП. Автоматическое

управление обеспечит ведение процесса в номинальном режиме, характеризующемся высоким значением коэффициента выхода продукционной кислоты. Тренажер позволит сократить срок обучения операторов ТП, сформировать навыки более рационального ведения процесса, снизить количество нарушений технологического регламента из-за некорректных действий оператора.

В диссертационной работе для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

- построение математической модели ТП;
- разработка наблюдателя состояния, позволяющего непрерывно оценивать состояние объекта, а также погрешности расходомеров;
- синтез сепаратных контуров стабилизации технологических параметров на основе наблюдателей и регуляторов состояния;
- разработка системы контроля и управления технологическими параметрами;
- разработка программного тренажера оператора ТП;
- практическая реализация разработанных решений в составе действующей АСУ ТП производства ЭФК;
- исследование повышения эффективности управления ТП производства ЭФК.

В данной главе выполнен аналитический обзор особенностей управления сложными ТП, проблем контроля и управления промышленными объектами из рассматриваемого класса, существующих подходов к их решению, выполнен анализ объекта управления и уровня автоматизации производств ЭФК, поставлена цель и обозначены задачи диссертационного исследования.

2 РАЗРАБОТКА МНОГОСВЯЗНОЙ ДИНАМИЧЕСКОЙ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССОВ ЭКСТРАКЦИИ И ФИЛЬТРАЦИИ

2.1 Общий подход к моделированию сложного технологического процесса

Математическое моделирование технологических процессов в настоящее время является неотъемлемой частью решения научно-технических задач, направленных на построение автоматизированных систем управления технологическими процессами [67, 68].

Различают физико-химические (аналитические) и эмпирические (статистические) модели [67]. Практика показывает, что наилучшего результата в моделировании объектов удастся достичь при совместном использовании аналитического и эмпирического подходов. При этом структуру модели и часть ее параметров определяют на основе изучения и математического описания физико-химических процессов, а остальные параметры определяются в результате обработки экспериментальных данных, полученных в результате функционирования объекта.

При разработке модели объекта необходимо, прежде всего, учитывать назначение модели. Именно цели моделирования определяют требования к форме математической модели, ее точности, диапазону режимов, в которых модель должна быть адекватна объекту. Для целей автоматического управления используются динамические математические модели, отражающие изменения переменных объекта во времени.

Моделирование процесса экстракции фосфорной кислоты – характеризующаяся сложностью получения всех взаимосвязей объекта задача, решению которой посвящено большое количество научных работ [67-69, 70-72]. Гафуровым А.А. [73] получена система дифференциальных уравнений кинетики процесса в дигидратном режиме, проведена линеаризация модели и сформирована матрица передаточных функций многосвязной системы автоматического управления. Модель является достаточно сложной, учитывает основные

химические реакции, происходящие в экстракторе, скорости их протекания и концентрации образуемых веществ.

В работе [74] построена модель разложения фосфата в процессе экстракции, организованном в дигидратном режиме, с учетом возможного изменения материального и теплового потоков. В качестве исходного сырья рассматриваются фосфориты Каратау с бедным содержанием P_2O_5 , решается задача их оптимального разложения и получения осадка с хорошими фильтрующими свойствами за счет определения и поддержания температурного режима в соответствии с измененным материальным потоком. Приведенная математическая модель используется для выдачи оператору ТП рекомендаций по изменению расходов входных потоков процесса, чем достигается максимальное извлечение P_2O_5 из сырья при заданной нагрузке.

Работа [75] посвящена разработке динамической математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты в дигидратном режиме с целью ее использования для повышения качества управления при автоматизации ТП. Выходными переменными полученного математического описания являются: концентрация SO_3 в жидкой фазе пульпы, соотношение жидкое - твердое в пульпе и температура пульпы в экстракторе.

Полугидратный и дигидратный режимы экстракции фосфорной кислоты существенно различаются температурным режимом, регламентными значениями концентрационных характеристик пульпы, могут различаться схемы организации рецикла веществ и т.п. Существенными отличиями обладают ТП производства ЭФК, использующие различные виды сырья – по-разному перерабатываются фосфоритовые руды, не поддающиеся обогащению и содержащие до 29 % P_2O_5 , и апатитовый концентрат с содержанием до 40 % P_2O_5 . Отличия технологических процессов, организованных для различных режимов экстракции, в различных аппаратных исполнениях и использующих различное сырье, не позволяют разработать универсальную математическую модель процесса или использовать существующие применительно к другой реализации процесса. Именно поэтому рассмотренные выше математические описания процесса экстракции фосфорной

кислоты не могут быть применены к исследуемому химико-технологическому процессу.

В данной диссертационной работе целью построения математической модели процесса экстракции и фильтрации фосфорной кислоты в полугидратном режиме является использование ее в системе контроля и управления технологическими параметрами и в компьютерном тренажере оператора ТП. Поэтому критерием качества должна быть не абсолютная точность модели, а возможность синтеза на ее основе алгоритмов, обеспечивающих высокое качество стабилизации реального процесса. В качестве входных параметров модели рассматриваются все регулируемые материальные потоки и основные возмущающие воздействия, в качестве выходных – параметры процесса, требующие стабилизации в номинальном режиме. Модель должна быть адекватна динамическому многосвязному объекту управления.

2.2 Описание технологического процесса экстракции фосфорной кислоты

Технологический объект управления включает отделения экстракции и фильтрации производства ЭФК в полугидратном режиме. В первой главе были подробно рассмотрены входы и выходы участка «экстрактор-фильтр» как объекта управления. Рассмотрим подробнее основы химико-технологического процесса экстракции в отделении ЭФК-3,4 и конструктивное исполнение технологических агрегатов.

Схема двухсекционного экстрактора суммарным рабочим объемом около 900 м³ приведена на рисунке 2.1.

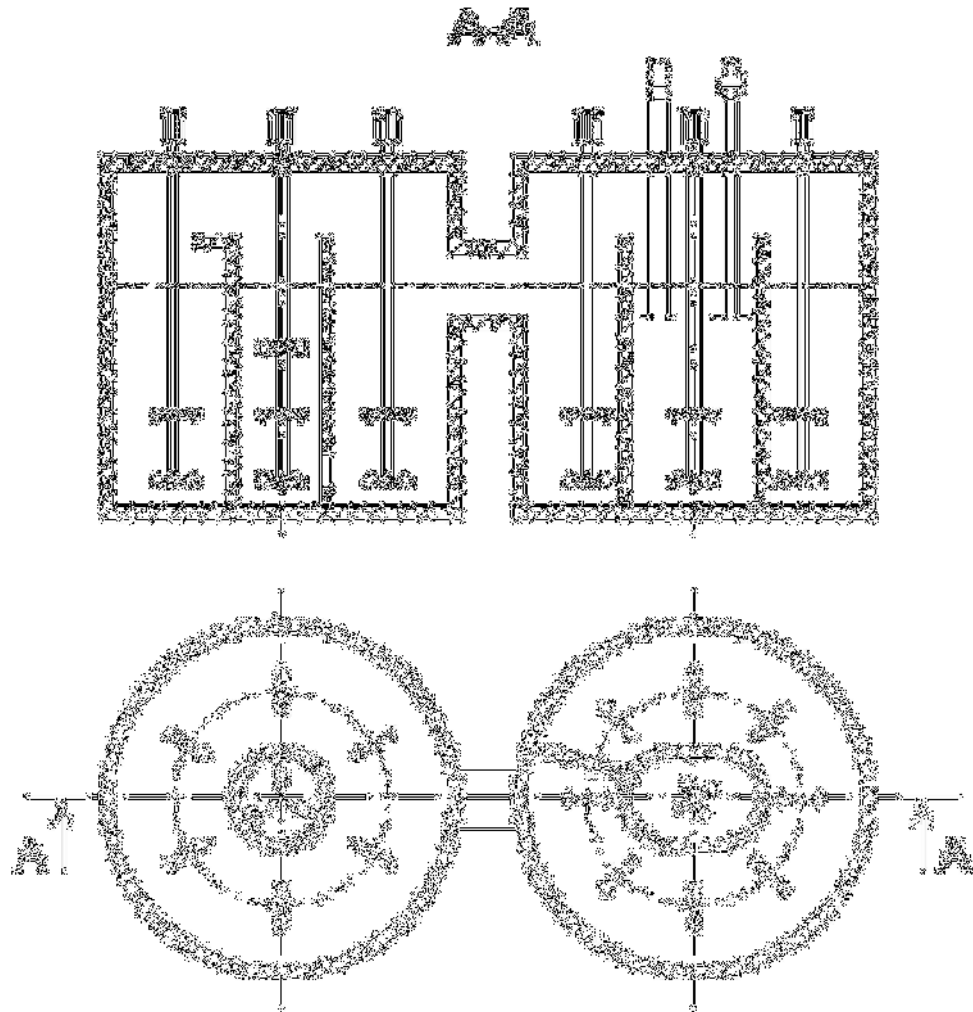


Рисунок 2.1 - Схема двухсекционного экстрактора объемом 900 м³

Экстрактор представляет собой две цилиндрические ёмкости (бака, реактора), соединенные между собой в верхней части перетоком, диаметр которого равен 2,0 м. В первом реакторе происходит разложение апатитового концентрата серной кислотой и начало кристаллизации фосфополугидрата. Длительность процесса кристаллизации из пересыщенной жидкой фазы на порядок выше, чем время разложения апатита, поэтому в 1-м баке экстрактора успевает кристаллизоваться только часть фосфополугидрата.

В первый реактор подаются сырьевые компоненты – апатитовый концентрат и (90-95) % общего балансового количества серной кислоты, а также раствор разбавления, формируемый на участке фильтрации из части продукционной кислоты, промывочной воды, предфильтрата. Основные потоки отделений экстракции и фильтрации приведены на рисунке 1.3. В первом реакторе

установлена центральная секция (шахта циркулятора) внешним диаметром 2,1 м. В кольцевой секции установлено 6 мешалок, а в центральной секции - циркулятор пульпы. Использование последнего позволяет одновременно решать две задачи – подавать пульпу на охлаждение в аппарат воздушного охлаждения и создавать во всем объеме реактора мощный циркуляционный контур, что приближает гидродинамический режим к реактору «идеального смешения» [76]. Забор пульпы осуществляется через два нижних переточных окна (суммарной площадью с внутренней стороны центральной шахты – 1,6 м²), расположенных у радиальной перегородки. Рабочий уровень пульпы в реакторе составляет (750 - 900) мм от крышки.

Во второй бак из первого пульпа поступает по перетоку, после чего дополнительно подается остальная часть 93-% серной кислоты. Во втором реакторе установлена центральная секция и «глухая» перегородка. Центральная секция имеет неправильную кольцевую форму внешним диаметром 4,2 м и эллиптическим удлинением для размещения насосов подачи пульпы на фильтрацию. В кольцевой секции установлены 8 мешалок, и одна – в центральной секции. Пульпа поступает из кольцевой секции в центральную через нижнее переточное окно размером 1000×1000 мм, расположенное у глухой перегородки. Устройство во второй емкости экстрактора центральной и кольцевой секции позволяет приблизить гидродинамический режим к модели реактора «идеального вытеснения». Пульпа в реакторе движется направленным потоком по кольцевому пространству и через нижнее окно у радиальной перегородки поступает в центральную секцию, откуда производится подача пульпы погружными насосами на фильтры.

В первом баке экстрактора практически полностью завершается процесс разложения апатитового концентрата, после чего наблюдается процесс кристаллизации, который сопровождается уменьшением массы и объема жидкой фазы, увеличением массы твердого в пульпе. Поэтому степень завершенности процесса кристаллизации существенно сказывается на всех концентрационных характеристиках пульпы 1-го бака. Имеющиеся в технологическом регламенте

данные о расходах серной кислоты в 1-й и 2-й баки экстрактора и о концентрациях SO_3 в жидкой фазе пульпы позволяют косвенно оценить степень кристаллизации фосфополугидрата в 1-м баке.

Во 2-м баке экстрактора процесс кристаллизации фосфополугидрата завершается. Его ускорению способствует подача в этот бак небольшого количества серной кислоты. Таким образом, на выходе из второго бака образуется смесь продукционной кислоты и твердого нерастворимого осадка.

Фильтрация пульпы осуществляется на карусельных вакуум-фильтрах К100-15К-2 с рабочей (фильтрующей) поверхностью 80 м^2 – КВФ № 3, КВФ № 4, КВФ № 6. Карусельный вакуум-фильтр состоит из 24 отдельных ковшей длиной 3,27 м, шириной 0,97 м у внутреннего и 1,925 м у наружного краев и глубиной 0,2 м. На днищах ковшей на решетке уложена фильтровальная ткань.

Загруженные пульпой ковши последовательно проходят 5 зон фильтрации фосфополугидрата:

- зону отсоса предфильтрата, который попадает в сборник второго фильтрата (раствора разбавления), из которого возвращается в экстрактор;
- зону отсоса продукционного фильтрата, который попадает в сборник продукционной кислоты, откуда основной объем откачивается в хранилище, а оставшаяся часть поступает в сборник второго фильтрата для поддержания требуемого количества оборотной фосфорной кислоты;
- зону первой промывки, где пирог фосфогипса промывается фильтратом из сборника третьего фильтрата; образующийся второй фильтрат попадает в сборник раствора разбавления;
- зону второй промывки, где пирог фосфогипса промывается раствором из сборника четвертого фильтрата; фильтрат попадает через ресивер в сборник третьего фильтрата для подачи раствора на первую промывку;
- зону третьей промывки, где пирог фосфогипса промывается сначала малоконцентрированной водной суспензией, которая образуется после промывки ковшей и полотен ($30 - 50 \text{ м}^3/\text{ч}$), а затем оборотной водой ($8 - 15 \text{ м}^3/\text{ч}$). Четвертый

фильтрат от третьей зоны промывки осадка направляется в сборник третьего фильтрата;

- четвертая промывка фосфополугидрата осуществляется оборотной водой, фильтрат от которой направляется также в сборник третьего фильтрата.

Промытый и просушенный осадок фосфополугидрата при перевороте лотка выгружается в бункер, оборудованный вибростенкой, на ленточный питатель, после чего загружается в автосамосвалы и вывозится в отвалы.

Далее фильтроткань и сами ковши промываются струей оборотной воды и вновь возвращаются в первоначальное положение, после чего ковш подготовлен для заливки пульпы, далее цикл повторяется.

2.3 Исходные данные для построения математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме

Вектор входных переменных X участка «экстрактор-фильтр» состоит из вектора управляющих воздействий $U_{OY1}=(F_{АП}, F^1_{H_2SO_4}, F^2_{H_2SO_4}, F_{ПРОМ}, F_{ПРОД}, F_{Фил})'$ и возмущающего воздействия $f_{Фил}$.

Состояние объекта управления определяет вектор выходных переменных Y , в который включены концентрационные характеристики ($C^1_{SO_3}, C^2_{SO_3}, C^1_{P_2O_5}, C^1_{ТВ}$) и уровень (H) пульпы в экстракторе. Температура $t_{Пул}$ при разработке модели объекта не учитывается, так как ее стабилизация осуществляется автоматически путем изменением потока воздуха $F_{Возд}$, подаваемого в АВО.

Составляющие вектора Y делятся на показатели химического состава пульпы, находящиеся в тесной взаимосвязи друг с другом, и показатель физического объема пульпы, который однозначно определяется разностью между общим приходом и расходом материальных потоков в экстрактор с учетом испарений. Модель изменения уровня пульпы довольно проста и может быть описана линейным динамическим звеном невысокого порядка. Более сложную связь с входными параметрами имеют концентрационные характеристики пульпы,

поэтому модель их формирования целесообразно разрабатывать отдельно от модели изменения уровня пульпы N в экстракторе.

Так как работа объекта протекает в достаточно узком диапазоне режимов, для поставленных целей модель целесообразно строить в линеаризованной форме, позволяющей применить как математический аппарат исследования линейных систем, так и методы синтеза линейного асимптотического наблюдателя и связной системы автоматической стабилизации.

Построение многосвязной динамической математической модели выполнено в несколько этапов:

- 1) разработка нелинейной модели формирования концентрационных характеристик пульпы;
- 2) линеаризация разработанной модели в окрестностях номинального режима;
- 3) разработка линейной модели изменения уровня пульпы в экстракторе;
- 4) составление матрицы перекрестных связей объекта;
- 5) построение многосвязной динамической математической модели путем объединения линеаризованной модели формирования концентрационных характеристик пульпы, линейной модели изменения уровня пульпы и матрицы перекрестных связей объекта.

В качестве номинального принят согласованный режим, основанный на данных технологического регламента отделения ЭФК-3,4 ООО «БМУ».

Значения параметров, соответствующие номинальному режиму, приведены в таблице 2.1.

При разработке математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты используются следующие упрощающие предположения:

- степень разложения апатита постоянна и равна 97,6 %;
- степень отмывки фосфополугидрата на фильтре постоянна и равна 98 %;
- временем задержки жидкой фазы в сборниках фильтратов при формировании раствора разбавления (около 2 минут) можно пренебречь.

Таблица 2.1 – Параметры номинального режима

<i>Наименование параметра</i>	<i>Обозначение</i>	<i>Ед. изм.</i>	<i>Значение</i>
Расход апатита в экстрактор	$F_{АП}$	т/ч	98
Расход 93 %-ой серной кислоты в 1-й бак	$F^1_{H_2SO_4}$	м ³ /ч	48,76
Плотность 93 % серной кислоты	$d_{H_2SO_4}$	т/м ³	1,83
Расход 93 %-ой серной кислоты во 2-й бак	$F^2_{H_2SO_4}$	м ³ /ч	3,95
Расход раствора разбавления, в том числе:	F_{PP}	м ³ /ч	232,6
- P_2O_5 (27,6 %)	$F^{PP}_{P_2O_5}$	т/ч	84,055
- SO_3	F_{SO_3}	т/ч	4,131
Плотность раствора разбавления	d_{PP}	т/м ³	1,309
Расход воды на промывку фосфогипса	$F_{ПРОМ}$	м ³ /ч	103,5
Расход пульпы на фильтр	$F_{ФИЛ}$	м ³ /ч	300
Плотность пульпы во 2-м баке экстрактора	$d_{ПУЛ}$	т/м ³	1,6
Расход продукционной кислоты (1-й фильтрат), в том числе:	$F_{ПРОД}$	м ³ /ч	72
- P_2O_5 (35,0 %)	$F^{PP}_{P_2O_5}$	т/ч	35,788
Плотность продукционной кислоты	$d_{ПРОД}$	т/м ³	1,42
Испарение воды в 1-м баке экстрактора	$F^1_{ИСП}$	т/ч	12
Испарение воды во 2-м баке экстрактора	$F^2_{ИСП}$	т/ч	6
Концентрация SO_3 в жидкой фазе 1-го бака	$C^1_{SO_3}$	г/дм ³	15,9
Концентрация SO_3 во 2-м баке	$C^2_{SO_3}$	г/дм ³	25
Концентрация P_2O_5 в жидкой фазе 1-го бака	$C^1_{P_2O_5}$	%	35,06
Концентрация P_2O_5 в жидкой фазе 2-го бака	$C^2_{P_2O_5}$	%	35,62
Плотность жидкой фазы пульпы	$d_{ЖФ}$	т/м ³	1,428
Концентрация твердого вещества в 1-м баке	$C^1_{ТВ}$	%	27,4
Концентрация твердого вещества во 2-м баке	$C^2_{ТВ}$	%	28,25
Средние потери жидкой фазы на фильтре	$F_{ПОТЕР}$	м ³ /ч	2,4
Приход воды после отмывки полотен	$F_{ПОЛОТ}$	м ³ /ч	6
Содержание свободной воды в фосфогипсе, поступающем в отвал	$C_{ВОД}^{ФОС}$	%	23,5

2.4 Нелинейная модель формирования концентрационного состава пульпы

2.4.1 Структура нелинейной динамической математической модели

Проведенный анализ схемы и описания технологического процесса производства ЭФК, материального баланса отделения экстракции, норм расхода основных видов сырья и образования отходов производства, приведенных в постоянном технологическом регламенте, позволяет сформировать структуру модели объекта [77, 124].

В первый бак экстрактора поступают вещества, которые можно условно разделить на два потока:

- 1) поток новых веществ, который образуется апатитом, серной кислотой и промывочной водой, попадающей в раствор разбавления;
- 2) поток циркулирующих веществ, образованный фильтратом пульпы, также попадающим в раствор разбавления.

В результате химических реакций разложения апатита и кристаллизации фосфополугидрата образуется пульпа, состав которой интенсивно перемешивается и усредняется по всему объему 1-го бака. Модель формирования концентрационного состава пульпы на выходе из 1-ой секции можно представить в виде последовательного соединения двух блоков:

- нелинейного статического блока, формирующего значения концентрационных характеристик пульпы, которые установились бы на выходе из первого бака при постоянстве расходов и составов входных потоков ($Y_{1_уст}$);
- блока линейных динамических звеньев, который описывает перемешивание пульпы и перенос ее со входа на выход 1-го бака.

Нелинейный статический блок моделирует процесс формирования состава пульпы в установившемся режиме и основан на уравнениях химических реакций разложения апатита с частичной кристаллизацией фосфополугидрата.

На выходе линейного блока динамических звеньев формируются текущие значения концентрационных характеристик пульпы ($Y_{1_ТЕК}$). Во втором реакторе изменение сформированных параметров пульпы осуществляется в два этапа, которые обусловлены дополнительным расходом серной кислоты и завершением процесса кристаллизации фосфополугидрата.

В поток пульпы, поступающей из 1-го бака во 2-ой, вводится дополнительная серная кислота, расход которой составляет 5-10 % от общего количества H_2SO_4 . Вследствие этого наблюдается рост концентрации ионов SO_3 в потоке пульпы, а из-за увеличения общего объема жидкой фазы пульпы происходит уменьшение концентрации P_2O_5 и твердого вещества. Однако на этом эффект от добавления H_2SO_4 не заканчивается.

В пульпе, движущейся по второму реактору, наблюдается интенсивное образование кристаллов фосфогипса, которому также способствует дополнительный расход H_2SO_4 во второй бак. Согласно основному уравнению химической реакции (1.1) ионы SO_3 объединяются с двухвалентным CaO (составляющей апатитового концентрата) и выпадают в осадок. В результате завершения процесса кристаллизации концентрация SO_3 уменьшается, увеличивается количество твердого вещества, и за счет уменьшения объема жидкой фазы концентрация P_2O_5 растет.

Таким образом, модель формирования концентрационных характеристик пульпы на выходе из второго бака можно представить в виде последовательного соединения:

- линейного статического блока, формирующего параметры пульпы на входе 2-го бака, который установился бы при постоянстве расхода и состава потока пульпы из 1-го бака и дополнительного расхода H_2SO_4 , а также с учетом завершения процесса кристаллизации фосфополугидрата ($Y_{2_УСТ}$);
- линейного динамического блока, описывающего гидродинамический процесс перемещения пульпы со входа на выход второго бака экстрактора.

Линейный статический блок второго бака представим в виде двух составляющих, прибавляемых к вектору выходов 1-го бака $Y_{1_ТЕК} = (C^1_{SO_3}, C^1_{P_2O_5},$

C_{TB}^1)'. На выходе статического блока и на входе динамического – вектор $Y_{2_уст}$ концентрационных характеристик пульпы в установившемся режиме. Линейный динамический блок формирует текущие значения параметров пульпы на выходе из второго бака $Y_{2_тек}=(C_{SO3}^2, C_{P2O5}^2, C_{TB}^2)$ '.

Структурная схема нелинейной модели формирования концентрационных характеристик пульпы представлена на рисунке 2.2.

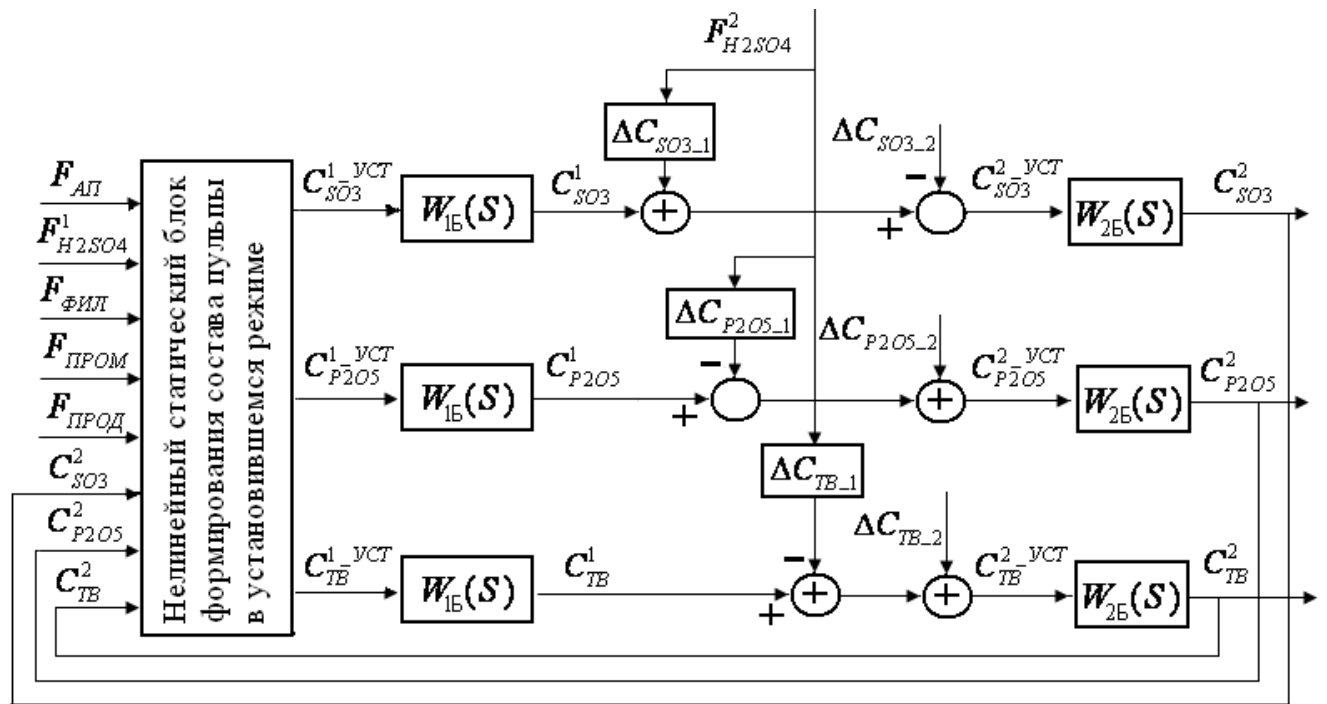


Рисунок 2.2 – Нелинейная модель формирования концентрационного состава пульпы в двухсекционном экстракторе

На схеме даны обозначения расходов материальных потоков и концентрационных характеристик пульпы в первом и втором баках, приведенные в подразделе 2.3, а также использованы следующие переменные:

- $C_{SO3}^{1_уст}, C_{P2O5}^{1_уст}, C_{TB}^{1_уст}$ - составляющие вектор-столбца $Y_{1_уст}$ - расчетные значения концентрационного состава пульпы 1-го бака экстрактора, которые установились бы после завершения в нем переходных процессов, если бы текущие входы нелинейного статического звена не изменялись;

- $C_{SO3}^{2_уст}, C_{P2O5}^{2_уст}, C_{TB}^{2_уст}$ - составляющие вектор-столбца $Y_{2_уст}$ - расчетные значения концентрационного состава пульпы 2-го бака экстрактора,

которые установились бы после завершения в нем переходных процессов, если бы текущие значения вектора $Y_{1_ТЕК}$ и управляющего воздействия $F^2_{H_2SO_4}$ не изменялись;

- $\Delta C_{SO_3_1}$, $\Delta C_{P_2O_5_1}$, ΔC_{TB_1} - изменение концентрационного состава пульпы, поступающей из 1-го бака экстрактора во 2-й, вызванное подачей 1 м³/ч H₂SO₄ во 2-й бак;

- $\Delta C_{SO_3_2}$, $\Delta C_{P_2O_5_2}$, ΔC_{TB_2} - изменение концентрационного состава пульпы 2-го бака экстрактора при завершении процесса кристаллизации;

- $W_{1B}(s)$ и $W_{2B}(s)$ – передаточные функции, описывающие процесс перемешивания пульпы и ее перемещение в первом и втором реакторах экстрактора соответственно.

В модель входят управляемые материальные потоки U и контролируемые параметры пульпы – вектор $Y_{ПУЛ}=(C^1_{SO_3}, C^2_{SO_3}, C^1_{P_2O_5}, C^1_{TB})'$. Структура модели может быть применена для других технологических процессов экстракции фосфорной кислоты, осуществляемых в полугидратном режиме в двухсекционном экстракторе. Для получения конкретной модели исследуемого ТП необходимо определить структуру и параметры нелинейного статического блока, коэффициенты статического линейного блока для второго бака экстрактора, а также динамику реакторов экстрактора.

2.4.2 Нелинейный статический блок

Входами блока являются расходы материальных потоков ($F_{АП}$, $F^1_{H_2SO_4}$, $F_{Фил}$, $F_{ПРОМ}$, $F_{ПРОД}$), поступающих в первый бак, и текущие значения концентрационного состава пульпы на выходе из второго бака $Y_{2_ТЕК}$. Фактически концентрации $C^2_{SO_3}$, $C^2_{P_2O_5}$ участвуют в формировании аналогичных концентраций в первом баке из-за введения в первый реактор раствора разбавления. Концентрация же твердого вещества $C^{2_ТЕК}_{TB}$ используется в блоке для определения количества жидкой фазы пульпы на выходе из второго реактора. Обратная фосфорная кислота формируется из части жидкой фазы пульпы, поступившей на фильтр, а также из воды на промывку осадка. Расход раствора разбавления $F_{РР}$ функционально зависит

от $F_{\text{Фил}}$, $F_{\text{ПРОМ}}$ и $F_{\text{ПРОД}}$ и потому не является самостоятельным управляющим воздействием. Значение $F_{\text{РР}}$ можно определить из следующей формулы

$$F_{\text{РР}} = F_{\text{ЖФ}}^{\text{РР}} + F_{\text{ВОД}}^{\text{РР}}, \quad (2.1)$$

где $F_{\text{ЖФ}}^{\text{РР}}$ и $F_{\text{ВОД}}^{\text{РР}}$ - расходы в раствор разбавления соответственно жидкой фазы пульпы и воды, подаваемой на промывку фосфогипса и полотен, м³/ч.

Из условия материального баланса с учетом потерь жидкой фазы на фильтре расход $F_{\text{ЖФ}}^{\text{РР}}$ определяется по формуле

$$F_{\text{ЖФ}}^{\text{РР}} = F_{\text{Фил}} \cdot d_{\text{ПУЛ}} \cdot \frac{100 - C_{\text{ТВ}}^2}{100} / d_{\text{ЖФ}} - F_{\text{ПРОД}} - F_{\text{ПОТЕР}}. \quad (2.2)$$

Расход воды $F_{\text{ВОД}}^{\text{РР}}$ в раствор разбавления определяется аналогично, с учетом дополнительного расхода воды после промывки полотен и испарений на фильтре

$$F_{\text{ВОД}}^{\text{РР}} = F_{\text{ПРОМ}} + F_{\text{ПОЛОТ}} - F_{\text{Фил}} \cdot d_{\text{ПУЛ}} \cdot \frac{C_{\text{ТВ}}^2 \cdot C_{\text{ВОД}}^{\text{ФОС}}}{100 \cdot (100 - C_{\text{ВОД}}^{\text{ФОС}})} - F_{\text{ИСП}}. \quad (2.3)$$

По формулам (2.1) – (2.3) для номинального режима вычислим расход раствора разбавления

- $F_{\text{ЖФ}}^{\text{РР}} = 166,7 \text{ м}^3/\text{ч};$
- $F_{\text{ВОД}}^{\text{РР}} = 65,9 \text{ м}^3/\text{ч};$
- $F_{\text{РР}} = 232,6 \text{ м}^3/\text{ч}.$

Полученное значение расхода раствора разбавления $F_{\text{РР}}$ точно совпадает со значением регламентного режима.

Для адекватной оценки эффекта от кристаллизации по каждой из концентрационных характеристик пульпы 1-го бака используем экспериментальные данные и данные технологического регламента.

Время разложения апатита в условиях полугидратного процесса [76] около 20 минут. Анализ динамики процессов перемешивания и перемещения пульпы по экстрактору показал, что среднее время T_1 пребывания апатита в 1-м реакторе составляет 90 минут. За это время разложение апатита завершается. Коэффициент разложения апатита $K_{\text{РАЗЛ}} \approx 0,975$.

Длительность процесса кристаллизации фосфополугидрата из пересыщенной жидкой фазы на порядок выше, чем время разложения апатита, поэтому в 1-м реакторе успевает кристаллизироваться только часть фосфогипса. Анализ экспериментальных данных по расходам реагентов и содержанию SO_3 в реакторах показал, что при средней нагрузке по апатиту в 1-м реакторе экстрактора в твердую фазу переходит около 95,5 %, во 2-м – 4,5 % от общей массы фосфополугидрата на выходе экстрактора. В соответствии с основным уравнением реакции (1.1), разложение каждой тонны апатита и кристаллизация фосфополугидрата (с учетом $K_{\text{РАЗЛ}}$ и степени кристаллизации 0,955) в 1-м реакторе приводят к следующим изменениям в составе пульпы:

- снижение массы SO_3 в жидкой фазе на $\Delta W_{\text{SO}_3}^1 = 0,6938$ т;
- увеличение массы P_2O_5 в жидкой фазе на $\Delta W_{\text{P}_2\text{O}_5}^1 = 0,3812$ т;
- увеличение массы твердой фазы на $\Delta W_{\text{ТВ}}^1 = 0,339$ т (разложение 1 т апатита и образование 1,339 т фосфополугидрата);
- снижение объема жидкой фазы на $\Delta V_{\text{ЖФ}}^1 = 0,2538$ м³ (уменьшение массы жидкой фазы на $\Delta W_{\text{ЖФ}}^1 = \Delta W_{\text{ТВ}}^1 = 0,339$ т).

Из условий материального баланса по SO_3 , P_2O_5 , жидкой и твердой фазам определим концентрационный состав пульпы в 1-м реакторе $Y_{1_УСТ}$ при постоянных значениях расходов $F_{\text{АП}}$, $F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^1$, $F_{\text{ЖФ}}^{\text{PP}}$, $F_{\text{ВОД}}^{\text{PP}}$ на входе в экстрактор

$$C_{\text{SO}_3}^{1_УСТ} = \frac{F_{\text{ЖФ}}^{\text{PP}} \cdot C_{\text{SO}_3}^2 + 1000 \cdot (F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^1 \cdot d_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot 0,01 \cdot C_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot 80 / 98 - F_{\text{АП}} \cdot \Delta W_{\text{SO}_3}^1)}{F_{\text{ЖФ}}^{\text{PP}} + F_{\text{ВОД}}^{\text{PP}} + F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^1 - F_{\text{ИСП}}^1 - F_{\text{АП}} \cdot \Delta V_{\text{ЖФ}}^1}, \quad (2.4)$$

где $C_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 93$ % - концентрация H_2SO_4 ;

80/98 – содержание SO_3 в 100 % H_2SO_4 ;

$$C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{1_УСТ} = \frac{F_{\text{ЖФ}}^{\text{PP}} \cdot d_{\text{ЖФ}} \cdot C_{\text{P}_2\text{O}_5}^2 + 100 \cdot F_{\text{АП}} \cdot \Delta W_{\text{P}_2\text{O}_5}^1}{F_{\text{ЖФ}}^{\text{PP}} \cdot d_{\text{ЖФ}} + F_{\text{ВОД}}^{\text{PP}} + F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^1 \cdot d_{\text{H}_2\text{SO}_4} - F_{\text{ИСП}}^1 - F_{\text{АП}} \cdot \Delta W_{\text{ЖФ}}^1}, \quad (2.5)$$

$$C_{\text{ТВ}}^{1_УСТ} = \frac{F_{\text{АП}} \cdot (1 + \Delta W_{\text{ТВ}}^1)}{F_{\text{ЖФ}}^{\text{PP}} \cdot d_{\text{ЖФ}} + F_{\text{ВОД}}^{\text{PP}} + F_{\text{АП}} + F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^1 \cdot d_{\text{H}_2\text{SO}_4} - F_{\text{ИСП}}^1} \cdot 100. \quad (2.6)$$

Заметим, что в (2.4) и (2.5) определяется весовая концентрация в процентах, а в (2.6) – объемная, измеряемая в г/дм³.

Подставим для проверки в полученные формулы (2.4) – (2.6) параметры номинального режима и оценим концентрационный состав в номинальном режиме

$$C_{SO_3}^{1_YCT} = 15,913 \text{ г/дм}^3;$$

$$C_{P_2O_5}^{1_YCT} = 35,104 \text{ \%};$$

$$C_{TB}^{1_YCT} = 27,38 \text{ \%}.$$

Полученные значения вектора Y_{1_YCT} практически совпадают с данными, приведенными в технологическом регламенте, что говорит о правильности применения математического аппарата для расчета выходов нелинейного статического блока.

2.4.3 Формирование концентрационных характеристик пульпы на выходе из 2-го бака экстрактора

Входами линейного статического блока являются дополнительный расход серной кислоты во второй бак экстрактора $F_{H_2SO_4}^2$, а также вектор $Y_{1_ТЕК}$, сформированный на выходе из 1-го бака. Выходы блока - концентрационные характеристики пульпы (Y_{2_YCT}), которые установились бы после завершения всех переходных процессов во 2-ом баке при постоянстве входных потоков.

Изменение параметров пульпы при ее продвижении по 2-му реактору экстрактора обусловлено тремя основными процессами:

1) подача на вход 2-го реактора небольшого количества $F_{H_2SO_4}^2$ серной кислоты, что способствует увеличению концентрации SO_3 и ускорению кристаллизации;

2) завершение кристаллизации фосфополугидрата, при этом укрупняются кристаллы, зародившиеся в первом реакторе;

3) испарение из реактора воды $F_{исп}^2 \approx 6 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Определим изменения в концентрационном составе пульпы входного потока 2-го реактора, вызванные этими процессами. В номинальном режиме расход

пульпы $F_{ПУЛЬП}^{1-2}$ из 1-го реактора во 2-й составляет около 300 м³/ч (480 т/ч). В этой пульпе содержится $F_{ЖФ}^{1-2} = 240,5$ м³/ч (343 т/ч) жидкой фазы.

Добавление 1 м³ серной кислоты, плотность которой $d_{H_2SO_4} = 1,83$ т/м³, вызовет следующие изменения в составе потока пульпы, поступающей из 1-го реактора:

- увеличение массы пульпы и ее жидкой фазы на $\Delta W_{ПУЛ}^{1-2} = \Delta W_{ЖФ}^{1-2} = 1,83$ т;
- увеличение объема жидкой фазы пульпы на $\Delta V_{ЖФ}^{1-2} = 1$ м³;
- увеличение массы SO_3 в жидкой фазе на $\Delta W_{SO_3}^{1-2} = 1,39$ т.
- увеличение концентрации SO_3 в жидкой фазе на $\Delta C_{SO_3-1} \approx 5,7$ г/дм³;
- снижение концентрации P_2O_5 в жидкой фазе на $\Delta C_{P_2O_5-1} \approx 0,18$ %;
- снижение концентрации твердой фазы в пульпе на $\Delta C_{ТВ-1} \approx 0,1$ %.

Анализ экспериментальных данных и данных технологического регламента показал, что процесс завершения кристаллизации фосфополугидрата во 2-м реакторе экстрактора и испарение около 6 м³/ч воды приводит к следующим изменениям концентрационного состава:

- снижение концентрации SO_3 в жидкой фазе на $\Delta C_{SO_3-2} \approx 13,6$ г/дм³;
- увеличение концентрации твердой фазы в пульпе на $\Delta C_{ТВ-2} \approx 1,25$ %;
- увеличение концентрации P_2O_5 в жидкой фазе (за счет уменьшения массы жидкой фазы) на $\Delta C_{P_2O_5-2} \approx 1,2$ %.

Таким образом, в установившемся режиме пульпа, поступающая из экстрактора на фильтр, имела бы концентрационный состав, который можно вычислить по формулам

$$C_{SO_3}^{2-YCT} = C_{SO_3}^1 + \Delta C_{SO_3-1} \cdot F_{H_2SO_4}^2 - \Delta C_{SO_3-2}, \quad (2.7)$$

$$C_{P_2O_5}^{2-YCT} = C_{P_2O_5}^1 - \Delta C_{P_2O_5-1} \cdot F_{H_2SO_4}^2 + \Delta C_{P_2O_5-2}, \quad (2.8)$$

$$C_{ТВ}^{2-YCT} = C_{ТВ}^1 - \Delta C_{ТВ-1} \cdot F_{H_2SO_4}^2 + \Delta C_{ТВ-2}. \quad (2.9)$$

Подставив исходные данные номинального режима в формулы (2.7-2.9), получим значения вектора $Y_{2-УСТ}$

$$C_{SO_3}^{2_YCT} = 15,9 + 5,7 \cdot 3,95 - 13,6 = 24,82 \text{ г / } \partial \text{м}^3;$$

$$C_{P_2O_5}^{2_YCT} = 35,06 - 0,18 \cdot 3,95 + 1,2 = 35,55 \%;$$

$$C_{TB}^{2_YCT} = 27,4 - 0,1 \cdot 3,95 + 1,25 = 28,26\%.$$

Расчетные значения вектора $Y_{2_уст}$, отражающие изменения концентрационного состава пульпы при ее передвижении по 2-му баке, также практически совпадают с данными технологического регламента.

2.4.4 Математическое описание динамики первого бака экстрактора

Для вычисления текущих значений концентрационного состава пульпы $Y_{1_тек}$ на выходе из 1-го бака необходимо проанализировать характер изменения выходов вследствие изменения входов и математически описать процесс движения пульпы в 1-ом реакторе. Анализ конструктивного исполнения экстрактора, технологического регламента, а также технологических аспектов создания подобных аппаратов, говорит о том, что в 1-м баке динамика формирования реального состава пульпы близка к модели «идеального перемешивания». Предполагается, что поступающие компоненты мгновенно перемешиваются с массой в экстракторе, чем обеспечивается практически одинаковый концентрационный состав пульпы по всему объему бака. Передаточная функция такого аппарата описывается апериодическим звеном 1-го порядка [72]

$$W(S) = \frac{1}{T_1 S + 1}, \quad (2.10)$$

где T_1 – постоянная времени.

Для 1-го бака постоянная времени T_1 экстрактора равна отношению объема агрегата к суммарному объемному расходу через агрегат

$$T_1 = \frac{V_1}{F_{ОБЩ}^1}, \quad (2.11)$$

где $F_{ОБЩ}^1 = 300 \text{ м}^3/\text{ч}$ – суммарный объемный расход через экстрактор;

$V_1 = 450 \text{ м}^3$ – рабочий объем 1-го бака экстрактора.

Вычислим по формуле (2.11) значение T_1

$$T_1 = \frac{450 \text{ м}^3}{300 \text{ м}^3 / \text{час}} = 1,5 \text{ час} = 90 \text{ мин.}$$

Подставим полученное значение постоянной времени T_1 в формулу (2.10) и получим передаточную функцию $W_{1Б}(S)$ первого бака экстрактора

$$W_{1Б}(S) = \frac{1}{1,5S + 1}.$$

Входом апериодического звена в математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты является вектор $Y_{1_уст}$, сформированный нелинейным статическим блоком, а выходом – вектор $Y_{1_тек}$ текущих значений концентрационного состава пульпы на выходе из 1-го бака.

2.4.5 Математическое описание динамики второго бака экстрактора

Для получения математической модели, описывающей динамику второго бака экстрактора, проанализируем информацию о конструктивном исполнении агрегата и регламентные данные о материальном балансе.

Второй бак экстрактора состоит из:

- кольцевой секции, объем которой равен 410 м^3 (см. рисунок 2.1). В кольцевой секции установлено 8 мешалок, равномерно распределенных по кольцу секции;
- центральной секции с объемом 40 м^3 , в которой установлена 1 мешалка и 2 погружных насоса, откачивающие пульпу на фильтры.

Модель гидродинамики кольцевой секции представим в виде последовательного соединения 8 равных малых подсекций, в каждой из которых происходит идеальное мгновенное перемешивание. Объем подсекции $V_{ПС} = 410/8 = 51,25 \text{ м}^3$. Постоянная времени T_2 апериодического звена первого порядка, моделирующего динамику подсекции, равна отношению её объема $V_{ПС}$ к входному потоку секции, равному $F_{Фил}$

$$T_2 = \frac{V_{ПС}}{F_{Фил}} \quad (2.12)$$

После подстановки численных значений $V_{ПС}$ и $F_{Фил}$ в формулу (2.12) получим

$$T_2 = \frac{51,25}{300} = 0,17 \text{ час}.$$

Общая передаточная функция кольцевой секции состоит из 8-ми одинаковых последовательно соединенных звеньев 1-го порядка с постоянной времени T_2

$$W_{КОЛЬЦ}(S) = \frac{1}{(0,17S + 1)^8}. \quad (2.13)$$

Для получения передаточной функции центральной секции вычислим постоянную времени T_3 по формуле (2.12), подставив вместо $V_{ПС}$ объем $V_{ЦС}=40 \text{ м}^3$

$$T_3 = \frac{40}{300} = 0,133 \text{ час}.$$

Передаточная функция центральной секции

$$W_{ЦЕНТР}(S) = \frac{1}{0,133S + 1}. \quad (2.14)$$

Общая передаточная функция всего 2-го бака $W_{2Б}(S)$ с учетом и кольцевой и центральной секций представляет собой ячеечную модель гидродинамики с передаточной функцией

$$W_{2Б}(S) = \frac{1}{(0,17S + 1)^8 (0,133S + 1)}. \quad (2.15)$$

Таким образом, модель 2-го бака экстрактора описывается звеном 9-го порядка, однако динамику этого звена можно практически без потери точности описать более простыми передаточными функциями, полученными с помощью пакета Matlab. Для этого простые передаточные функции были подобраны так, чтобы соответствующие им разгонные характеристики были близки к разгонным характеристикам исходной более сложной модели.

Упрощенная модель гидродинамики 2-го бака экстрактора состоит из последовательного соединения колебательного звена и апериодического звена первого порядка:

$$W_{2B}(S) = \frac{1}{(0,4 \cdot S^2 + 0,8 \cdot S + 1)} \cdot \frac{1}{(0,68 \cdot S + 1)} \quad (2.16)$$

Исходная и упрощенная модели 2-го бака экстрактора и их переходные характеристики, полученные в среде Simulink пакета Matlab, приведены на рисунках 2.3 и 2.4.

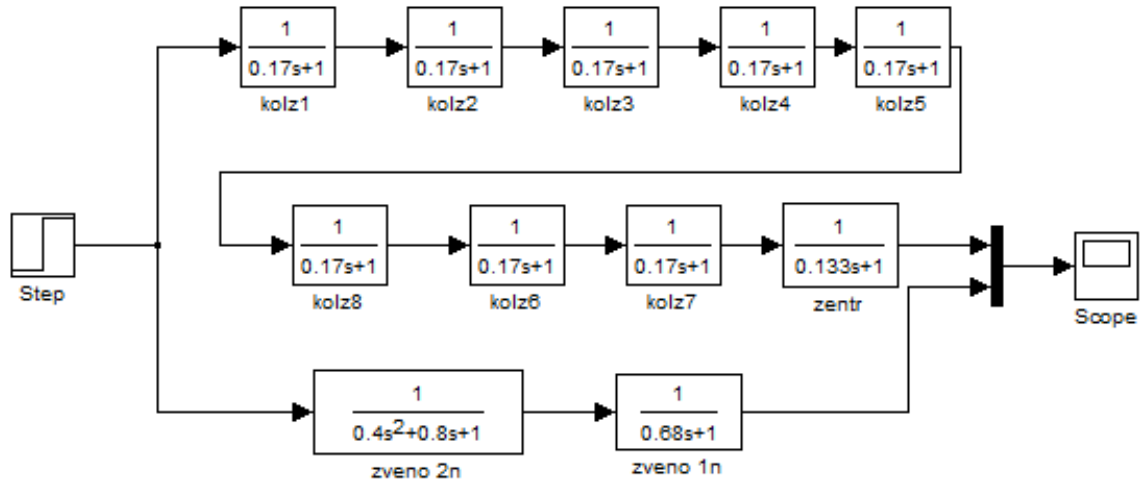


Рисунок 2.3 - Исходная и упрощенная модели 2-го бака экстрактора

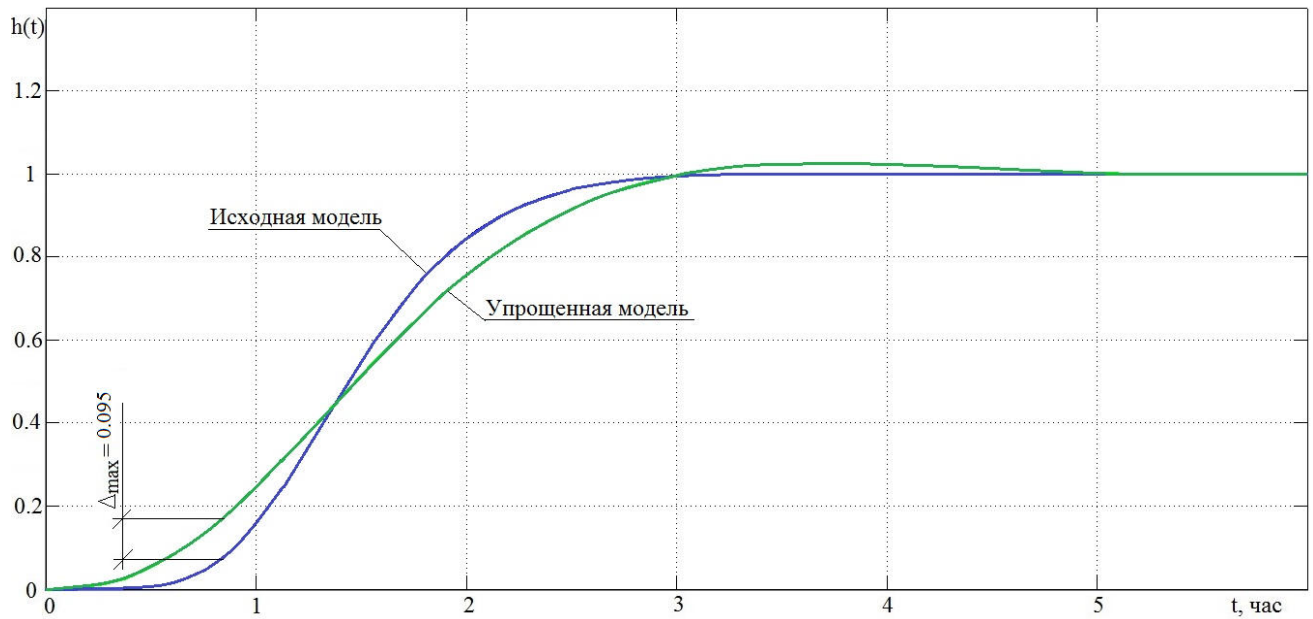


Рисунок 2.4 – Переходные характеристики исходной и упрощенной моделей

Максимальное отклонение $\Delta_{\max}$ выходов исходной и упрощенной моделей составляет 0,095. В окрестностях номинального режима полученное отклонение динамических характеристик моделей является несущественным, поэтому для дальнейших исследований целесообразно использовать упрощенную модель.

Анализ экспериментальных данных, полученных на реальном объекте и отражающих динамическую характеристику перемещения потока пульпы от входа к выходу 2-го реактора, подтверждает адекватность полученного математического описания. В ходе эксперимента наблюдалась реакция $C^2_{SO_3}$ на ступенчатое изменение расхода серной кислоты на входе 2-го бака. В процессе эксперимента в течение первых 4 часов расход $F^2_{H_2SO_4}$ был увеличен на 10 % от номинального значения, а в последующие 4 часа уменьшен на ту же величину. При этом отбор проб пульпы для определения $C^2_{SO_3}$ проводился 1 раз в 20 минут.

Такое же управляющее воздействие было подано на вход полученной в графической среде Matlab нелинейной математической модели процесса, в которой динамика 2-го бака экстрактора представлена передаточной функцией (2.16). Значения концентрации SO_3 в пульпе 2-го бака экстрактора, полученные в результате лабораторного анализа через каждые 20 минут, а также график изменения выходной переменной модели $C^2_{SO_3}$ представлены на рисунке 2.5.

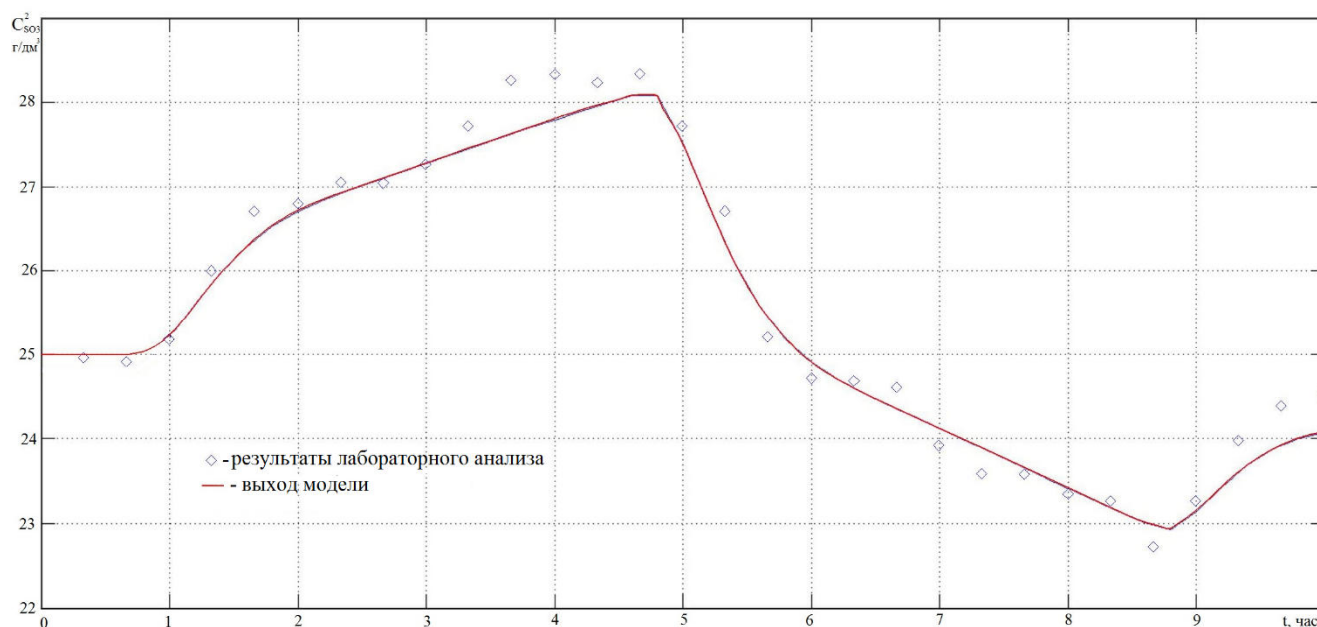


Рисунок 2.5 - Экспериментальные и модельные значения $C^2_{SO_3}$

На всей последовательности экспериментальных данных разность между модельными и экспериментальными значениями $C^2_{SO_3}$ в моменты измерений не превышает 1,5 г/дм³. Согласно технологическому регламенту погрешность лабораторного анализа пульпы по концентрации SO_3 во 2-ом баке составляет не более ± 2 г/дм³. Полученные в результате обработки экспериментальных данных

невязки не выходят за рамки максимально допустимых значений погрешности, что позволяет с достаточной для практики точностью использовать упрощенную передаточную функцию (2.15) 2-го бака экстрактора $W_{2Б}(S)$.

2.4.6 Моделирование процесса формирования концентрационных характеристик пульпы

На основе априорной информации и в результате обработки экспериментальных данных получены все параметры модели, необходимые для расчета выходных переменных при известных входных. Полученная нелинейная математическая модель связывает вектор управляемых потоков U с векторами $Y_{1_ТЕК}$ и $Y_{2_ТЕК}$ текущих значений концентрационных характеристик пульпы 1-го и 2-го баков экстрактора соответственно.

Нелинейная модель формирования концентрационных характеристик пульпы, построенная с помощью средств Matlab, изображена на рисунке 2.6.

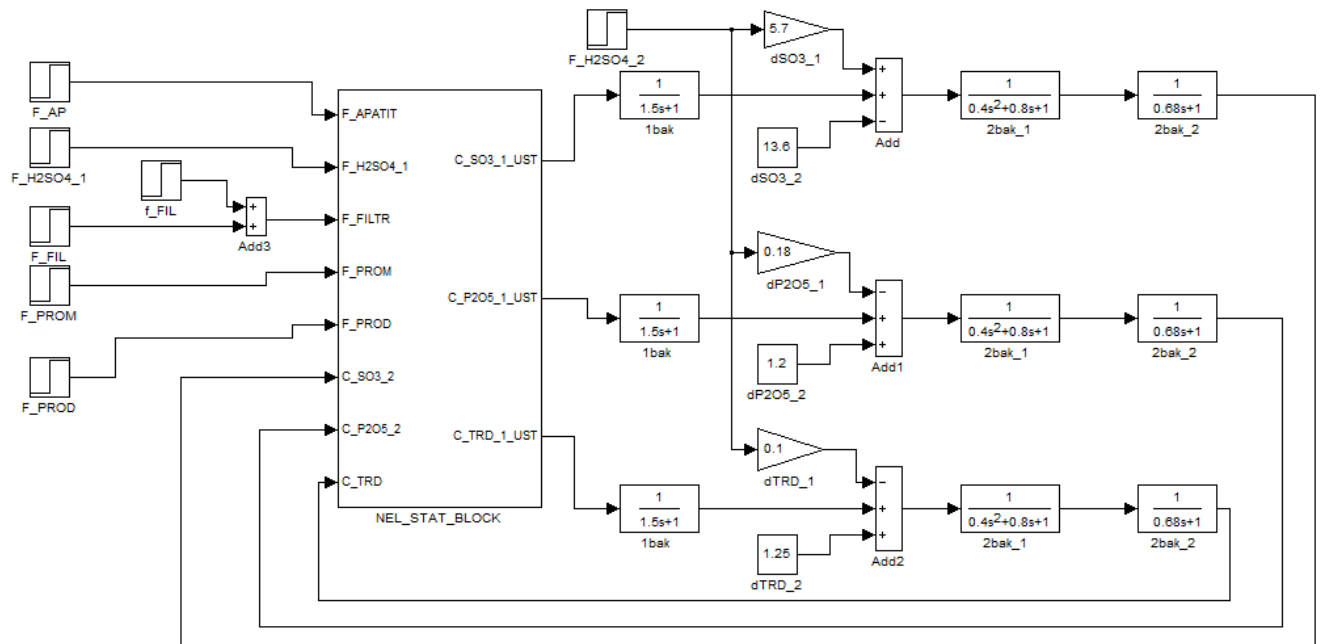


Рисунок 2.6 - Нелинейная математическая модель процесса производства ЭФК, построенная в графической среде Simulink пакета Matlab

Для проверки работоспособности модели была смоделирована следующая ситуация. До начального момента времени процесс находился в установившемся номинальном режиме - расходы материальных потоков и концентрационные

характеристики пульпы имеют соответствующие значения. В начальный момент времени увеличивается расход серной кислоты в первый бак $F_{H_2SO_4}^1$ до 49,24 м³/ч, а на 5-м часе расход воды на промывку повышается на 10 м³/ч ($F_{ПРОМ} = 113,5$ м³/ч).

Графики изменения выходных переменных процесса приведены на рисунке 2.7.

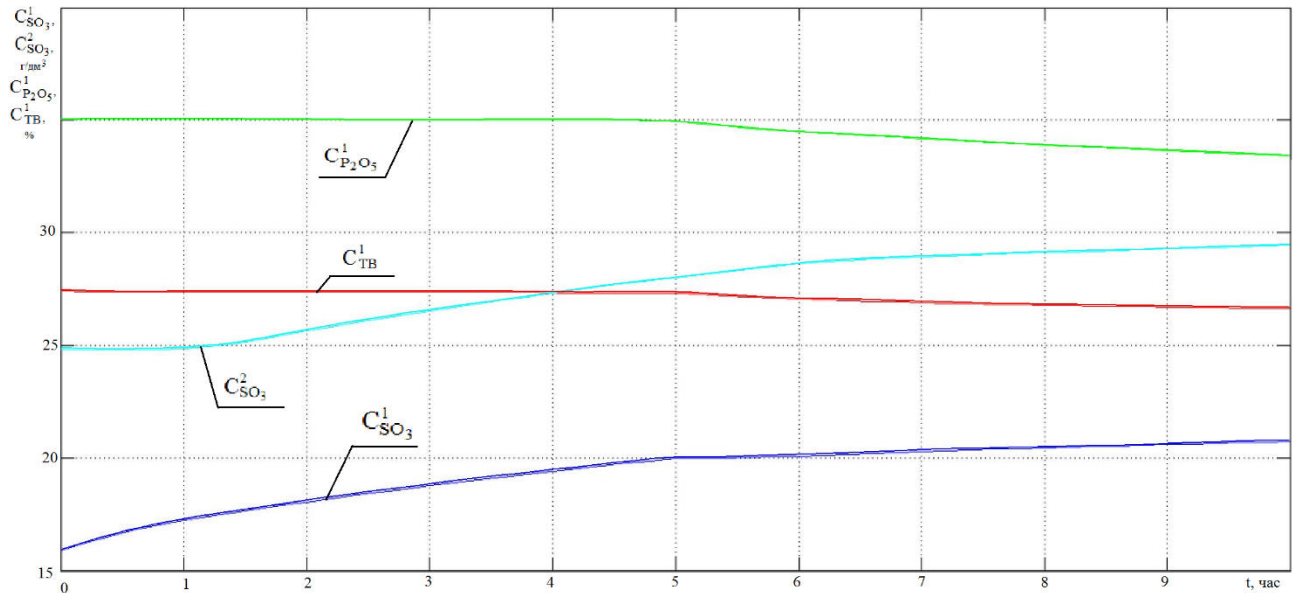


Рисунок 2.7 - Графики изменения выходных переменных модели

Увеличение расхода серной кислоты в первый бак экстрактора приводит к плавному росту концентрации SO_3 в первом и втором баках и практически не отражается на остальных характеристиках пульпы, так как объем жидкой фазы пульпы увеличивается незначительно.

Эффект от изменения расхода промывочной воды на фильтр на 5-м часе моделирования сразу отражается на концентрационных характеристиках пульпы в первом баке экстрактора. Дополнительная вода с раствором разбавления поступает в первый бак экстрактора, в результате чего увеличивается объем жидкой фазы пульпы. Твердая фаза, оставаясь в том же количестве, снижает свою концентрацию в увеличенной за счет жидкой фазы массе пульпы, что отражает график изменения концентрации твердого вещества. Концентрации P_2O_5 и SO_3 в жидкой фазе пульпы разбавляются дополнительной водой, поэтому наблюдается их снижение.

Построенная с помощью пакета Matlab нелинейная динамическая математическая модель позволяет исследовать химико-технологический объект

управления с помощью ЭВМ [78]: моделировать различные ситуации, получать графики переходных процессов, выполнять трудоемкие расчеты и т.п.

2.4.7 Линеаризация математической модели формирования концентрационных характеристик пульпы

Линеаризация исходной нелинейной модели осуществляется в окрестностях номинального режима, поэтому входами линейной модели объекта управления являются отклонения реальных расходов управляемых материальных потоков от их значений в номинальном режиме – вектор $U_{\text{ОБ}} = (\Delta F_{\text{АП}}, \Delta F^1_{\text{H}_2\text{SO}_4}, \Delta F^2_{\text{H}_2\text{SO}_4}, \Delta F_{\text{ФИЛ}}, \Delta F_{\text{ПРОМ}}, \Delta F_{\text{ПРОД}})'$. Выходы модели – отклонения текущих значений контролируемых концентрационных характеристик пульпы в 1-ом и 2-ом баках от их значений в номинальном режиме – вектор $C = (\Delta C^1_{\text{SO}_3}, \Delta C^2_{\text{SO}_3}, \Delta C^1_{\text{P}_2\text{O}_5}, \Delta C^1_{\text{ТВ}})'$.

Номинальный режим характеризуется значениями параметров, приведенными ранее в таблице 2.1.

Для построения линеаризованной модели определим частные производные для выходов $Y_{1_УСТ}$ нелинейного статического блока по основным входным параметрам этого звена в номинальном режиме. Частные производные можно определять аналитически (в этом случае в нелинейные формулы необходимо подставить выражения для $F^{\text{PP}}_{\text{ЖФ}}$ и $F^{\text{PP}}_{\text{ВОД}}$), а можно используя нелинейную модель, созданную в Matlab. Анализ полученных значений показал, что результаты практически совпадают.

Итак, частные производные для $C^1_{\text{SO}_3}$:

$$\begin{aligned} \frac{\partial C^1_{\text{SO}_3}}{\partial F_{\text{АП}}} &= -2,896; & \frac{\partial C^1_{\text{SO}_3}}{\partial F^1_{\text{H}_2\text{SO}_4}} &= 5,58; & \frac{\partial C^1_{\text{SO}_3}}{\partial F_{\text{ФИЛ}}} &= 0,0404; & \frac{\partial C^1_{\text{SO}_3}}{\partial F_{\text{ПРОМ}}} &= -0,062; \\ \frac{\partial C^1_{\text{SO}_3}}{\partial F_{\text{ПРОД}}} &= -0,0509; & \frac{\partial C^1_{\text{SO}_3}}{\partial C^2_{\text{SO}_3}} &= 0,682. \end{aligned}$$

Частные производные для $C^1_{\text{P}_2\text{O}_5}$:

$$\frac{\partial C_{P_2O_5}^1}{\partial F_{АП}} = 0,196; \quad \frac{\partial C_{P_2O_5}^1}{\partial F_{H_2SO_4}^1} = -0,2023; \quad \frac{\partial C_{P_2O_5}^1}{\partial F_{ФИЛ}} = 0,00316; \quad \frac{\partial C_{P_2O_5}^1}{\partial F_{ПРОМ}} = -0,1029;$$

$$\frac{\partial C_{P_2O_5}^1}{\partial F_{ПРОД}} = 0,017; \quad \frac{\partial C_{P_2O_5}^1}{\partial C_{P_2O_5}^2} = 0,684.$$

Частные производные для $C_{ТВ}^1$:

$$\frac{\partial C_{ТВ}^1}{\partial F_{АП}} = 0,22; \quad \frac{\partial C_{ТВ}^1}{\partial F_{H_2SO_4}^1} = -0,115; \quad \frac{\partial C_{ТВ}^1}{\partial F_{ФИЛ}} = -0,059; \quad \frac{\partial C_{ТВ}^1}{\partial F_{ПРОМ}} = -0,06;$$

$$\frac{\partial C_{ТВ}^1}{\partial F_{ПРОД}} = 0,081; \quad \frac{\partial C_{ТВ}^1}{\partial C_{ТВ}^2} = 0,34$$

Линеаризация нелинейного статического блока позволяет построить матрицу перекрестных связей объекта относительно параметров пульпы в установившемся режиме и выделить локальные каналы формирования концентраций:

- SO_3 в жидкой фазе пульпы первого и второго баков ($\Delta C_{SO_3}^1, \Delta C_{SO_3}^2$);
- P_2O_5 в жидкой фазе пульпы первого бака ($\Delta C_{P_2O_5}^1$);
- твердого вещества в пульпе первого бака ($\Delta C_{ТВ}^1$).

Анализ объекта управления позволил выделить для каждого их каналов формирования концентрационных характеристик пульпы локальные управляющие воздействия v_i , которые являются линейными комбинациями реальных управляющих воздействий в первый бак экстрактора. Вторым управляющим воздействием каждого из каналов является отклонение от номинального режима дополнительного расхода серной кислоты во второй бак $\Delta F_{H_2SO_4}^2$.

Напомним, что в первый бак экстрактора подается обратная фосфорная кислота. Раствор разбавления $F_{РР}$ формируется главным образом из жидкой фазы пульпы на выходе из второго бака, которая не попадает в сборники продукционной кислоты. Концентрации P_2O_5 и SO_3 в пульпе 2-го бака непосредственно участвуют в формировании тех же характеристик в 1-ом реакторе из-за перемешивания потоков.

Эффект от добавления раствора разбавления учтем в линейных моделях локальных каналов путем введения положительной обратной связи с коэффициентами, равными приращениям параметров пульпы в 1-м баке при

небольших отклонениях этих же параметров пульпы во 2-ом баке. Тогда линеаризованные модели каналов формирования $\Delta C^1_{SO_3}$ и $\Delta C^2_{SO_3}$, $\Delta C^1_{P_2O_5}$, ΔC^1_{TB} могут быть представлены в виде структурных схем, приведенных на рисунках 2.8-2.10.

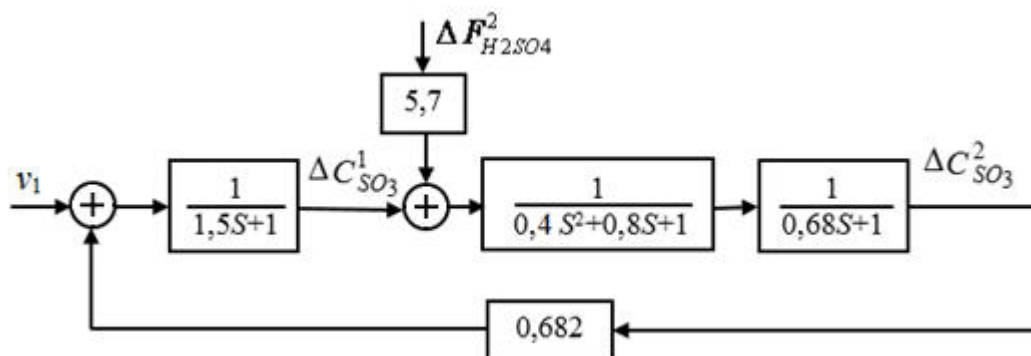


Рисунок 2.8 – Структурная схема канала формирования $\Delta C^1_{SO_3}$ и $\Delta C^2_{SO_3}$

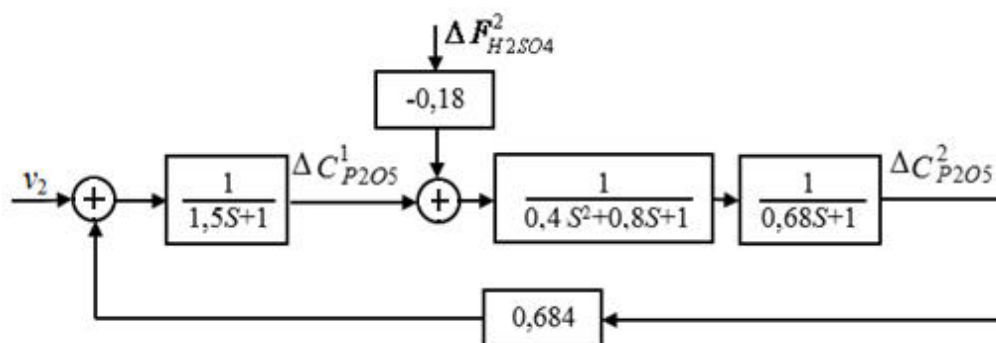


Рисунок 2.9 – Структурная схема канала формирования $\Delta C^1_{P_2O_5}$

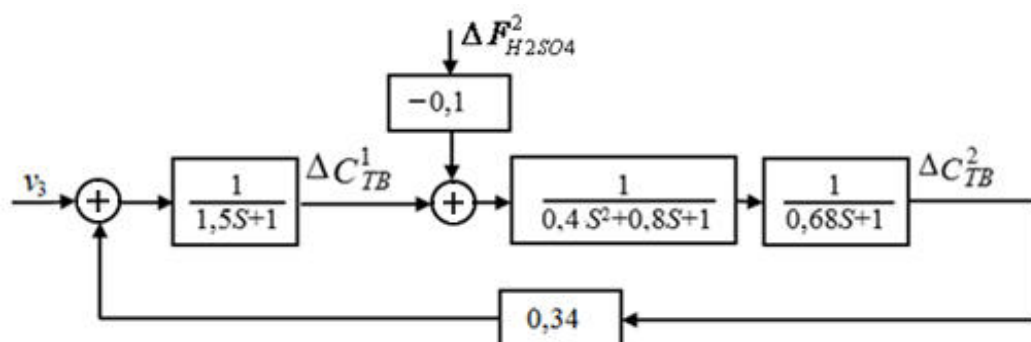


Рисунок 2.10 – Структурная схема канала формирования ΔC^1_{TB}

Полученные модели локальных каналов формирования концентрационных характеристик пульпы отражают взаимосвязь между выходами объекта управления ($\Delta C^1_{SO_3}$, $\Delta C^2_{SO_3}$, $\Delta C^1_{P_2O_5}$ и ΔC^1_{TB}) и управляющими воздействиями. Набор полученных ранее частных производных для параметров пульпы в первом баке

экстрактора характеризует перекрестные связи выделенных основных каналов объекта относительно концентрационных характеристик пульпы.

Построение матрицы перекрестных связей объекта G относительно всех технологических параметров процесса рассмотрим после разработки линейной модели канала формирования уровня пульпы в экстракторе.

2.5 Математическая модель изменения уровня пульпы в экстракторе

Уровень пульпы в экстракторе определяется из условия материального баланса по объему входящего и выходящего потоков экстрактора. Входом ΔF модели является разница между объемами этих потоков

$$\Delta F = F_{АП} / d_{АП} + F_{H2SO4}^1 + F_{PP} + F_{H2SO4}^2 - F_{ФИЛ} - F_{ИСП}^1 - F_{ИСП}^2, \quad (2.17)$$

где $d_{АП} \approx 3,55 \text{ т/м}^3$ – плотность апатитового концентрата;

$F_{ИСП}^1, F_{ИСП}^2$ - количество воды, испаряющейся за час в первом и втором баках экстрактора соответственно, $\text{м}^3/\text{ч}$.

Выходом H модели является уровень пульпы от верхней крышки 1-го реактора экстрактора, который измеряется в метрах. По каналу $\Delta F \rightarrow H$ объект описывается идеальным интегрирующим звеном, передаточная функция которого имеет вид

$$W_{\Delta F \rightarrow H}(S) = \frac{K}{S}, \quad (2.18)$$

где $K = -\frac{1}{S_{ГОР}} = -\frac{1}{251} \text{ 1/м}^2$ - коэффициент усиления звена (знак минус обусловлен

тем, что уровень пульпы измеряется от крышки экстрактора);

$S_{ГОР} = 251 \text{ м}^2$ - суммарная площадь горизонтальных сечений двух реакторов.

Модель изменения уровня пульпы ΔH имеет локальное управляющее воздействие, равное отклонению ΔF часовых расходов материальных потоков от их значений в регламентном режиме.

Для того, чтобы управление уровнем не сказывалось на концентрационном составе пульпы, необходимо изменять откачку пульпы на фильтр $F_{\text{Фил}}$, при этом объемы и состав входных потоков экстрактора должны оставаться неизменными. Постоянство расхода и состава раствора разбавления при изменении $F_{\text{Фил}}$ достигается за счет изменения $F_{\text{ПРОД}}$ и $F_{\text{ПРОМ}}$.

Напомним, что расход раствора разбавления $F_{\text{РР}}$ состоит из расходов жидкой фазы пульпы $F_{\text{ЖФ}}^{PP}$ и воды на промывку фосфогипса и полотен $F_{\text{ВОД}}^{PP}$. Приведенные ранее формулы (2.2) и (2.3) отражают линейную зависимость между $F_{\text{ЖФ}}^{PP}$, $F_{\text{ВОД}}^{PP}$ и расходами $F_{\text{Фил}}$, $F_{\text{ПРОМ}}$ и $F_{\text{ПРОД}}$. Итак, увеличение расхода продукционной фосфорной кислоты на $1 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($\Delta F_{\text{ПРОД}} = 1 \text{ м}^3/\text{ч}$) ведет к уменьшению расхода раствора разбавления на $1 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($\Delta F_{\text{РР}} = -1 \text{ м}^3/\text{ч}$), а увеличение расхода промывочной воды на $1 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($\Delta F_{\text{ПРОМ}} = 1 \text{ м}^3/\text{ч}$) ведет к увеличению $F_{\text{РР}}$ на $1 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($\Delta F_{\text{РР}} = 1 \text{ м}^3/\text{ч}$). Однако, добавление к часовому расходу пульпы на фильтр 1-го м^3 ($\Delta F_{\text{Фил}} = 1 \text{ м}^3/\text{ч}$) приведет к увеличению $F_{\text{ЖФ}}^{PP}$ на $0,8039 \text{ м}^3/\text{ч}$ и уменьшению $F_{\text{ВОД}}^{PP}$ на $0,1388 \text{ м}^3/\text{ч}$, что в сумме увеличит расход раствора разбавления на $0,6652 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($\Delta F_{\text{РР}} = 0,6652 \text{ м}^3/\text{ч}$). Таким образом, вынос $1 \text{ м}^3/\text{ч}$ пульпы из экстрактора ведет к уменьшению локального управляющего воздействия канала формирования уровня пульпы N в экстракторе на $0,3348$.

Сохраняя принятые ранее обозначения управляющих воздействий для локальных каналов формирования концентрационных характеристик пульпы, запишем выражение для входа v_4 канала формирования уровня пульпы в экстракторе

$$v_4 = \Delta F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^1 + \Delta F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^2 - \Delta F_{\text{ПРОД}} + \Delta F_{\text{ПРОМ}} - 0,3348 \Delta F_{\text{Фил}}. \quad (2.19)$$

В канале измерения уровня установлен фильтр низкой частоты для сглаживания колебаний уровня, кроме того, пульпа имеет существенную вязкость, что замедляет процесс изменения уровня. Поэтому общий эффект от этих двух явлений моделируется фильтром с передаточной функцией

$$W_{\text{ФИЛ}}(S) = \frac{1}{T_{\Phi} \cdot S + 1}, \quad (2.20)$$

где $T_{\Phi} = 0,16$ – постоянная времени фильтра низкой частоты.

Тогда линеаризованная модель канала $v_4 \rightarrow \Delta H$ принимает вид

$$\Delta H = W_H(s) \cdot v_4, \quad (2.21)$$

где $W_H(s) = W_{\Delta F \rightarrow H}(s) \cdot W_{\text{ФИЛ}}(s) = -\frac{1}{251 \cdot S \cdot (0,16 \cdot S + 1)}$ – передаточная функция канала.

2.6 Многосвязная динамическая математическая модель процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме

Многосвязная модель объекта управления в линеаризованной форме представляет собой линейные модели каналов формирования технологических параметров процесса экстракции фосфорной кислоты и матрицу перекрестных связей в установившемся режиме. С целью уменьшения размерности матрицы перекрестных связей при ее составлении необходимо учитывать только наиболее значимые перекрестные связи, компенсация которых в системе контроля и управления технологическими параметрами действительно необходима.

Так как управляющее воздействие $\Delta F_{\text{АП}}$ на реальном производстве не используется для регулирования, то при составлении матрицы перекрестных связей объекта G намеренно не будем учитывать расход апатита. В случае изменения $F_{\text{АП}}$ в зависимости от технологической ситуации остальные расходы материальных потоков изменяются пропорционально этому отклонению, что позволяет без дисбаланса перейти на новую нагрузку технологической линии по производительности.

В связи с тем, что расход серной кислоты во второй бак экстрактора в номинальном режиме составляет всего 3,95 м³/ч, его влияние на каналы формирования $\Delta C^1_{\text{P}_2\text{O}_5}$, $\Delta C^1_{\text{ТВ}}$ и уровня H пульпы в экстракторе является несущественным и его компенсации за счет других расходов не требуется. Компенсация влияния дополнительного расхода $\Delta F^2_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ в экстрактор на $\Delta C^1_{\text{SO}_3}$

будет осуществляться изменением расхода $\Delta F^1_{\text{H}_2\text{SO}_4}$, поэтому целесообразно в матрице перекрестных связей объекта отразить только локальные управляющие воздействия для первого бака экстрактора.

Используя частные производные по каналам формирования концентрационных характеристик пульпы в первом баке экстрактора и выражение для v_4 (2.19), составим матрицу перекрестных связей многомерного объекта G в установившемся режиме, которая позволяет перейти от вектора реальных управляющих воздействий $U_1 = (\Delta F^1_{\text{H}_2\text{SO}_4}, \Delta F_{\text{Фил}}, \Delta F_{\text{Пром}}, \Delta F_{\text{Прод}})'$ к вектору локальных управляющих воздействий $V = (v_1, v_2, v_3, v_4)'$

$$G = \begin{pmatrix} 5,58 & 0,0404 & -0,062 & -0,0509 \\ -0,2023 & 0,0032 & -0,1029 & 0,017 \\ -0,115 & -0,059 & -0,06 & 0,081 \\ 1 & -0,3348 & 1 & -1 \end{pmatrix}.$$

Выражение для расчета локальных управляющих воздействий V имеет вид

$$V = G \cdot U_1. \quad (2.22)$$

Структурная схема разработанной многосвязной динамической математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме в линейном виде представлена на рисунке 2.11.

Математическая модель объекта управления без учета возмущающих воздействий в окончательной матричной форме имеет вид:

$$Y(s) = W(s) \cdot (G \cdot U_1(s)) = W(s) \cdot V(s), \quad (2.23)$$

где $W(s)$ – матрица передаточных функций (ПФ).

Матрица $W(s)$ состоит из ПФ локальных каналов управления и имеет вид

$$W(s) = \begin{pmatrix} W_1(s) & 0 & 0 & 0 \\ 0 & W_2(s) & 0 & 0 \\ 0 & 0 & W_3(s) & 0 \\ 0 & 0 & 0 & W_4(s) \end{pmatrix} \quad (2.24)$$

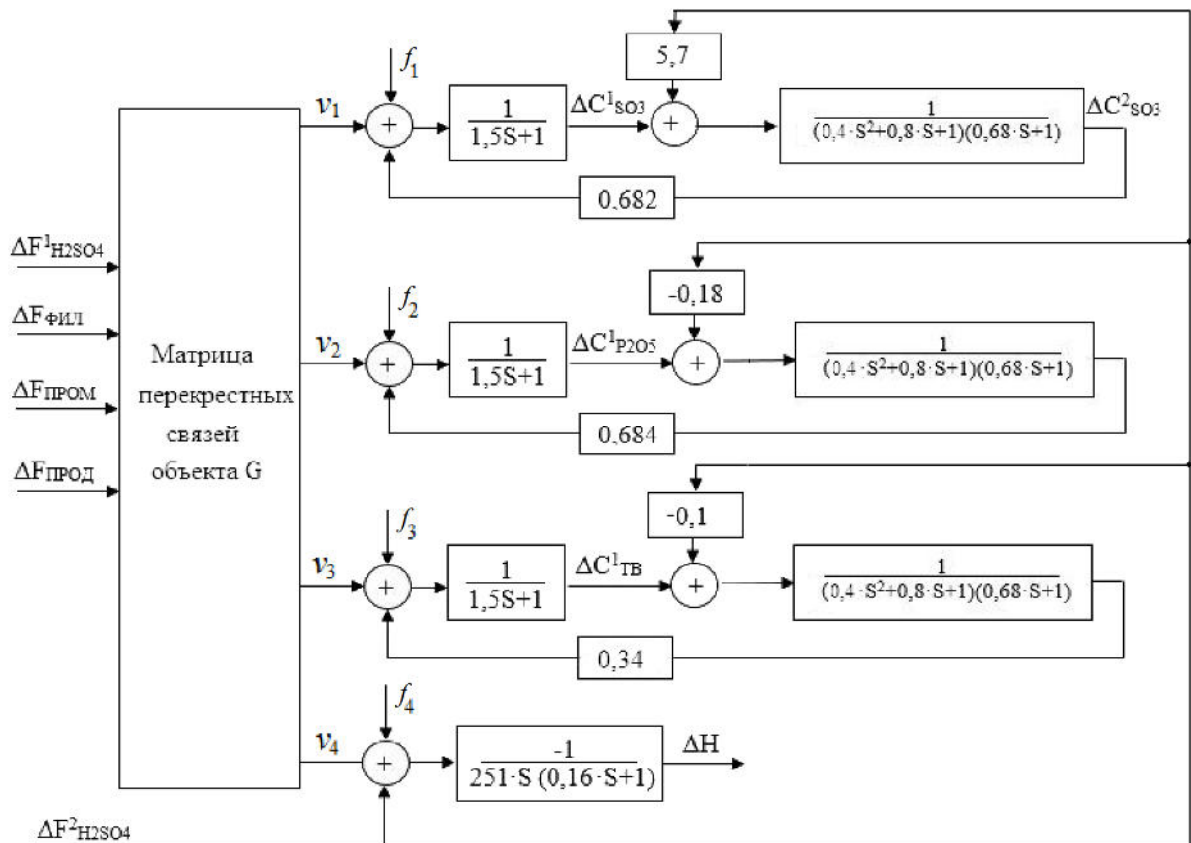
$$\text{где } W_1(s) = \frac{0,272s^3 + 0,944s^2 + 1,48s + 1}{0,408s^4 + 1,68s^3 + 3,164s^2 + 2,98s + 0,318} - \text{ПФ канала } v_1 \rightarrow$$

$\Delta C^1_{\text{SO}_3}$;

$$W_2(s) = \frac{0,272s^3 + 0,944s^2 + 1,48s + 1}{0,408s^4 + 1,68s^3 + 3,164s^2 + 2,98s + 0,316} - \text{ПФ канала } v_2 \rightarrow \Delta C^1_{\text{P}_2\text{O}_5};$$

$$W_3(s) = \frac{0,272s^3 + 0,944s^2 + 1,48s + 1}{0,408s^4 + 1,68s^3 + 3,164s^2 + 2,98s + 0,76} - \text{ПФ канала } v_3 \rightarrow \Delta C^1_{\text{TB}};$$

$$W_4(s) = -\frac{1}{40,16s^2 + 251s} - \text{ПФ канала } v_4 \rightarrow \Delta \text{H}.$$



f_1, f_2, f_3, f_4 – эквивалентные возмущения по каналам формирования технологических параметров, пропорциональные $f_{\text{Фил}}$

Рисунок 2.11 - Структурная схема многосвязной динамической математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме.

2.7 Проверка адекватности разработанной математической модели

Для проверки адекватности разработанной модели использовались экспериментальные данные о функционировании отделения экстракции и

фильтрации, имеющиеся в архиве распределенной системы управления Centum CS 3000 ООО «БМУ».

При выборе последовательностей экспериментальных данных учитывались следующие критерии:

1) с целью максимального совпадения начальных условий математической модели и текущего состояния процесса предшествующее выбранному участку экспериментальных данных состояние объекта должно быть установившимся, без резких изменений;

2) для исключения ложных показаний расходомеров, в которых с течением времени растет систематическая составляющая погрешности, выбранная последовательность экспериментальных данных должна быть близка ко времени запуска экстрактора после чистки технологических агрегатов от инкрустированных осадков.

В процессе проверки для каждого технологического параметра, характеризующего режим экстракции, определялись рассогласования между экспериментальными $x_{iэ}$ и рассчитанными по модели $x_{им}$ значениями. Последовательности рассогласований по каждому из параметров анализировались по следующим направлениям:

- близость к нулю средних значений рассогласований $\Delta\bar{x}$;
- отсутствие автокорреляций в последовательностях.

Кроме того, для каждой последовательности были рассчитаны средние квадратические отклонения σ , показывающие степень рассеивания рассчитанных рассогласований Δx относительно среднего значения отклонения $\Delta\bar{x}$. Полученные значения анализировались на допустимость при существующей точности экспресс-анализа пульпы, возможных колебаниях состава сырья.

В таблице 2.2 приведены результаты обработки экспериментальных данных и значений, полученных на выходе математической модели.

Таблица 2.2 – Результаты обработки экспериментальных данных

№ последо- вательности	Время модели- рования, час	$\Delta\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n (\Delta x_i)}{n} = \frac{\sum_{i=1}^n (x_{i\bar{x}} - x_{iM})}{n}$					$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (\Delta x_i - \Delta\bar{x})^2}{n-1}}$				
		C ¹ _{SO3}	C ² _{SO3}	C ¹ _{P2O5}	C ¹ _{TB}	H	C ¹ _{SO3}	C ² _{SO3}	C ¹ _{P2O5}	C ¹ _{TB}	H
1	40	0,501	0,138	0,019	-0,052	0,005	1,283	1,29	0,382	0,243	0,055
2	32	0,051	-0,029	-0,01	-0,067	0,004	1,013	1,061	0,422	0,312	0,043
3	68	-0,134	-0,277	-0,06	0,012	-0,004	1,029	1,076	0,369	0,28	0,065
4	12	0,354	0,104	0,121	-0,018	0,001	1,252	1,114	0,366	0,327	0,055
5	20	0,062	-0,127	0,005	0,008	-0,011	1,215	1,187	0,386	0,317	0,063
6	34	0,154	-0,071	-0,015	-0,017	0,001	1,13	0,873	0,402	0,331	0,069
7	52	-0,136	-0,134	0,02	0,062	-0,01	1,224	1,235	0,411	0,308	0,061
8	38	0,105	-0,19	-0,033	-0,052	0,012	1,08	1,227	0,359	0,315	0,061
9	18	-0,114	0,114	-0,167	0,033	-0,003	1,048	1,153	0,339	0,338	0,054
10	18	-0,101	-0,186	-0,019	0,001	-0,002	1,269	1,357	0,398	0,293	0,068
11	36	-0,217	-0,138	0,028	0,026	-0,027	1,283	1,31	0,269	0,242	0,064
12	38	-0,054	0,328	-0,05	-0,061	0,004	1,09	0,982	0,403	0,294	0,058
13	28	0,013	-0,205	-0,062	-0,084	-0,021	1,204	1,242	0,37	0,276	0,06
14	60	0,1	0,196	0,056	-0,133	0,019	1,133	1,032	0,403	0,291	0,062
15	12	0,318	-0,082	0,016	-0,054	-0,003	1,191	1,204	0,31	0,318	0,059

Напомним, что погрешности лабораторного экспресс-анализа Δ для рассматриваемых концентрационных характеристик согласно регламенту составляют ± 2 г/дм³ для C¹_{SO3} и C²_{SO3}, $\pm 0,6$ % для C¹_{P2O5} и $\pm 0,5$ % для C¹_{TB}. Погрешность ультразвукового уровнемера пульпы в экстракторе составляет 0,05 м. Анализ рассогласований между модельными x_{iM} и экспериментальными $x_{i\bar{x}}$ данными однозначно позволяет судить об отсутствии автокорреляции в последовательностях. Средние значения рассогласований $\Delta\bar{x}$ относительно значений допускаемых погрешностей Δ лабораторного анализа и значений технологических параметров в номинальном режиме близки к нулю.

В таблице 2.3 для каждого из технологических параметров приведены максимальные значения полученных средних рассогласований по модулю $|\Delta\bar{x}|_{\max}$,

средних квадратических отклонений $\sigma_{\max}$, а также модули погрешностей измерения $|\Delta|$.

Таблица 2.3 – Максимальные значения среднего рассогласования и СКО

Технологический параметр	Ед. изм.	$ \Delta\bar{x} _{\max}$	$\sigma_{\max}$	$ \Delta $
$C^1_{SO_3}$	г/дм ³	0,501	1,283	2,0
$C^2_{SO_3}$	г/дм ³	0,328	1,357	2,0
$C^1_{P_2O_5}$	%	0,167	0,422	0,6
C^1_{TB}	%	0,133	0,338	0,5
Н	м	0,036	0,049	0,05

Полученные максимальные значения $|\Delta\bar{x}|_{\max}$ и $\sigma_{\max}$ соизмеримы с величиной погрешностей измерений $|\Delta|$. Данное обстоятельство говорит о том, что при существующей точности измерений технологических параметров полученные отклонения модельных значений от экспериментальных данных вполне допустимы.

Также на каждой из выбранных последовательностях выполнено сравнение значений двух выборок: выходов объекта и выходов модели при тех же входных воздействиях. Анализ выборок выполнен по их дисперсиям с использованием параметрического критерия Фишера, формула для вычисления которого имеет вид

$$F_{\text{эмп}} = \sigma_1^2 / \sigma_2^2, \quad (2.25)$$

где $F_{\text{эмп}}$ – расчетное значение критерия Фишера;

σ_1^2 – наибольшая дисперсия;

σ_2^2 – наименьшая дисперсия.

Получаемое значение $F_{\text{эмп}}$ сравнивалось с табличным значением критического значения $F_{\text{кр}}$ критерия Фишера для уровня значимости $p=0,05$ в соответствии со степенями свободы f_1 и f_2 наибольшей и наименьшей дисперсий. Статистический анализ позволяет сделать вывод о том, что получаемые расчетные значения критерия Фишера для каждого случая меньше табличного значения ($F_{\text{эмп}} < F_{\text{кр}}$), следовательно различия между выходами объекта и модели можно

считать несущественными. В таблице 2.4 приведены значения рассчитываемых параметров для наибольшего из получаемых $F_{\text{эмп}}$.

Таблица 2.4 – Значения критерия Фишера

Технологический параметр	σ^2_1	σ^2_2	f_1, f_2	$F_{\text{эмп}}$	$F_{\text{кр}}$
$C^1_{\text{SO}_3}$	3,15	1,61	24	1,95	1,98
$C^2_{\text{SO}_3}$	6,42	3,11	20	2,06	2,12
$C^1_{\text{P}_2\text{O}_5}$	2,89	1,53	10	1,88	2,98
C^1_{TB}	2,98	1,87	24	1,59	1,98
N	0,00012	0,000005	12	2,4	2,69

Анализ экспериментальных и модельных значений показал, что разработанная модель адекватна объекту, ее выходные значения достоверны, и она может быть использована при синтезе системы контроля и управления и разработке компьютерного тренажера.

Во второй главе диссертационной работы разработана структура нелинейной модели формирования концентрационных характеристик пульпы. Структура модели может быть использована для математического описания класса промышленных объектов. В главе получены параметры модели для экстрактора объемом 900 м^3 с нагрузкой по апатиту 98 т/ч , выполнена линеаризация полученной модели, построена линейная модель изменения уровня пульпы в экстракторе, составлена матрица перекрестных связей объекта в установившемся режиме, подтверждена адекватность построенной многосвязной динамической математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме. Практическая ценность разработанной модели состоит в возможности синтеза на ее основе системы контроля и управления технологическими параметрами и создания программного тренажера оператора ТП.

3 НЕПРЕРЫВНОЕ ОЦЕНИВАНИЕ СОСТОЯНИЯ ОБЪЕКТА УПРАВЛЕНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ НАБЛЮДАТЕЛЯ СОСТОЯНИЯ. РАЗРАБОТКА МНОГОСВЯЗНОЙ СИСТЕМЫ КОНТРОЛЯ И УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ПАРАМЕТРАМИ

3.1 Структура и задачи многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами

Синтез системы управления является важнейшим этапом проектирования технических систем и состоит из нескольких шагов [79]:

- анализ технологического объекта управления;
- разработка структуры системы;
- выбор регулятора, синтез сепаратных контуров;
- настройка параметров системы, которые обеспечивали бы желаемые показатели качества.

В данной главе ставится задача синтеза САУ, состоящей из подсистем наблюдения и стабилизации технологических параметров. Последняя состоит из сепаратных контуров управления технологическими параметрами и перекрестных связей между ними.

Структура многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами имеет вид, изображенный на рисунке 3.1. Знаком «*» обозначены уставки (задания) для локальных контуров автоматического регулирования расходов материальных потоков.



Рисунок 3.1 - Структурная схема многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции

Для синтеза системы контроля и управления необходимо выбрать регуляторы для сепаратных контуров, выполнить расчет матрицы перекрестных связей G_R между регуляторами и настроить систему управления так, чтобы она обеспечивала требуемое качество стабилизации процесса.

Одним из эффективных средств автоматического поддержания технологических параметров процесса на заданном уровне является ПИД-регулирование. За счет простоты построения, прозрачности функционирования, низкой себестоимости, а также удобства использования для практических задач регуляторы, использующие алгоритм ПИД, применяются на производстве в последние годы в 90-95 % случаях [80]. Обзор различных модификаций и реализаций промышленных регуляторов приведен в [81-83]. Для управления ТП экстракции фосфорной кислоты, информация о выходах которого поступает с периодичностью лабораторного экспресс-анализа, может быть использован дискретный ПИД-регулятор. Однако ПИД-регулятор хорошо зарекомендовал себя в системах, где динамика объектов достаточно проста и может быть описана звеном не выше второго порядка. Для систем более высокого порядка целесообразно использовать более сложный регулятор, который по качеству регулирования может превосходить ПИД [80].

В современной теории автоматического управления свою нишу занимает так называемый игровой подход [84-87] или теория минимаксного управления. В его рамках рассматривается управление динамическим объектом в условиях априорной неопределенности. При построении САУ предполагается, что на объект действуют неизвестные заранее и неизмеряемые возмущающие воздействия F или недоступна измерению часть информации о состоянии объекта. При этом считается, что измерения состояния объекта выполняются с погрешностью N . Регулятор вырабатывает управляющие воздействия, которые обеспечивают наименьший ущерб при возможном самом неблагоприятном сочетании факторов неопределенности (F и N). В таком случае гарантируется определенное качество регулирования.

Неизмеряемые входные возмущения ТП экстракции фосфорной кислоты связаны с зарастанием инкрустированными осадками чувствительных элементов расходомеров и имеют низкочастотный характер изменения. Известный характер их изменения исключает самое неблагоприятное, непредсказуемое сочетание F и N и говорит о нецелесообразности использования игрового подхода при синтезе сепаратных регуляторов.

Известным способом обеспечения требуемых динамических характеристик при синтезе линейных САУ сложными объектами высокого порядка является метод модального управления (МУ) [88-93]. Данный способ предполагает путем изменения коэффициентов обратной связи замкнутой системы регулирования обеспечить такое расположение корней характеристического полинома, которое позволило бы получить желаемые статические и динамические свойства системы управления. Традиционно модальное управление осуществляется с использованием регуляторов состояния (РС), получающих непрерывную информацию о всех координатах состояния объекта. Однако на практике, как правило, отсутствует возможность измерения всех переменных технологического процесса, поэтому чаще применяется принцип модального управления при неполных измерениях [89]. При этом для оценки неизмеряемых координат используется наблюдатель состояния (НС).

Наблюдающие устройства являются одним из эффективных средств оценки состояния динамических систем. В теории автоматического управления задача наблюдения является фундаментальной и решается на основе асимптотических наблюдателей, которые находят в настоящее время широкое применение и на практике.

Непрерывные и дискретные варианты наблюдателей применяются для достаточного широкого класса линейных и нелинейных систем. В работах [94-96] на их основе предлагаются решения для оценки состояния систем с запаздыванием по входам и выходам, в [97-100] – в условиях действия неизмеряемых возмущений. НС позволяют также оценивать возмущающие воздействия [101, 102]. Так, например, в [102] разработан наблюдатель, в состав координат которого включены

оценки входных возмущений f , что позволяет контролировать их значение и учитывать при выработке управляющих воздействий. В [103] НС применен для диагностирования сложных технических систем, а в [104, 105] – для синтеза систем автоматического управления.

Применение теории асимптотических наблюдателей для оценки состояния ТП является перспективным и современным направлением, позволяющим использовать его для решения практических задач [106, 107].

Разработка НС для процесса экстракции фосфорной кислоты позволит синтезировать замкнутую систему управления по принципу модального управления, непрерывно контролировать состояние объекта и идентифицировать входные возмущающие воздействия. Здесь заведомо ставится задача непрерывной оценки координат состояния по дискретным данным лабораторного анализа, для чего требуется разработать непрерывно-дискретный НС [108].

Целью данной главы диссертационной работы является синтез системы контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции фосфорной кислоты, для чего необходимо:

- разработать НС для восстановления полного вектора состояния объекта и низкочастотных составляющих входных возмущений по информации об измеряемых координатах;
- построить регуляторы состояния сепаратных контуров стабилизации по принципу модального управления;
- вычислить матрицу перекрестных связей локальных регуляторов, позволяющую компенсировать взаимное влияние сепаратных контуров.

3.2 Постановка задачи непрерывной оценки состояния динамического объекта на основе дискретной информации о выходах

Пусть стационарный динамический объект управления описывается в пространстве состояний системой уравнений

$$\begin{cases} X'(t) = A \cdot X(t) + B \cdot U(t) + D \cdot F(t); \\ Y(t) = C \cdot X(t), \end{cases} \quad (3.1)$$

где $X(t) = (x_1(t), x_2(t), \dots, x_n(t))^T$ – вектор координат состояния;

$U(t) = (u_1(t), u_2(t), \dots, u_r(t))^T$ – вектор управляющих воздействий;

$F(t) = (f_1(t), f_2(t), \dots, f_p(t))^T$ – вектор возмущающих воздействий;

$Y(t) = (y_1(t), y_2(t), \dots, y_m(t))^T$ – вектор измеряемых выходных сигналов;

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & \dots & a_{1n} \\ \dots & \dots & \dots \\ a_{n1} & \dots & a_{nn} \end{bmatrix} - \text{матрица состояния};$$

$$B = \begin{bmatrix} b_{11} & \dots & b_{1r} \\ \dots & \dots & \dots \\ b_{n1} & \dots & b_{nr} \end{bmatrix} - \text{матрица управления};$$

$$D = \begin{bmatrix} d_{11} & \dots & d_{1p} \\ \dots & \dots & \dots \\ d_{n1} & \dots & d_{np} \end{bmatrix} - \text{матрица возмущения};$$

$$C = \begin{bmatrix} c_{11} & \dots & c_{1n} \\ \dots & \dots & \dots \\ c_{m1} & \dots & c_{mn} \end{bmatrix} - \text{матрица выхода объекта}.$$

В рамках данной главы диссертационной работы поставлена задача для динамической системы (3.1) разработать наблюдатель, непрерывно оценивающий текущее значение вектора координат состояния $X(t)$ и низкочастотные тренды вектора возмущения $F(t)$ по непрерывным измерениям управляющих воздействий $U(t)$ и данным контроля выхода $Y(t)$, полученным в дискретные моменты времени [109].

3.3 Разработка непрерывно-дискретного наблюдателя состояния

Учитывая, что выше поставлена задача восстановления не только координат состояния $X(t)$, но и возмущений $F(t)$, включим составляющие $F(t)$ в вектор $\hat{X}(t)$ оцениваемых наблюдателем координат $\hat{X}(t) = (\hat{x}_1(t), \dots, \hat{x}_n(t), \hat{f}_1(t), \dots, \hat{f}_p(t))^T$.

Символом " $\hat{}$ " обозначены оценки соответствующих сигналов. Заметим, что с точки зрения частотных характеристик, инерционные ТП представляют собой фильтры низкой частоты. Поэтому высокочастотные составляющие возмущения $F(t)$ хорошо подавляются такими объектами и не оказывают существенного влияния на состояние ТП. Для задач контроля и управления основной интерес представляют низкочастотные возмущения. С целью определения именно таких трендов возмущений в модели наблюдателя будем полагать, что скорости изменения всех оцениваемых $f_i(t)$ равны нулю

$$\frac{d\hat{f}_i(t)}{dt} = 0 \quad \forall i = \overline{1, p}. \quad (3.2)$$

Уравнения непрерывного наблюдателя в матричной форме имеют следующий вид:

$$\begin{cases} \hat{X}'(t) = A_H \cdot \hat{X}(t) + B_H \cdot U(t) + K \cdot \Delta Y(t); \\ \hat{Y}(t) = C_H \cdot \hat{X}(t), \end{cases} \quad (3.3)$$

где $A_H = \begin{bmatrix} a_{11} & \dots & a_{1n} & d_{11} & \dots & d_{1p} \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ a_{n1} & \dots & a_{nn} & d_{n1} & \dots & d_{np} \\ 0 & \dots & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & 0 & 0 & \dots & 0 \end{bmatrix}$ - $(n+p) \times (n+p)$ матрица состояния наблюдателя;

$B_H = \begin{bmatrix} b_{11} & \dots & b_{1r} \\ \dots & \dots & \dots \\ b_{n1} & \dots & b_{nr} \\ 0 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & 0 \end{bmatrix}$ - $(n+p) \times r$ матрица управления;

$K = \begin{bmatrix} k_{11} & \dots & k_{1m} \\ \dots & \dots & \dots \\ k_{(n+p)1} & \dots & k_{(n+p)m} \end{bmatrix}$ - $(n+p) \times m$ матрица коррекции;

$\Delta Y(t) = Y(t) - \hat{Y}(t)$ - вектор рассогласования между выходом объекта $Y(t)$ и оценкой $\hat{Y}(t)$ этого выхода наблюдателем;

$$C_H = \begin{bmatrix} c_{11} & \dots & c_{1n} & 0 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ c_{m1} & \dots & c_{mn} & 0 & \dots & 0 \end{bmatrix} - m \times (n+p) \text{ матрица выхода наблюдателя.}$$

Работа традиционного непрерывного наблюдателя заключается в формировании оценки координат состояния процесса по математической модели и коррекции получаемых величин с использованием рассогласования $\Delta Y(t)$ между выходами объекта и наблюдателя. Вектор $\Delta Y(t)$ в непрерывном наблюдателе определен в каждый момент времени, что позволяет постоянно корректировать оценки координат состояния по результатам измерения выхода $Y(t)$. При этом матрица K выбирается так, чтобы все корни s_i ($i = \overline{1, n+p}$) характеристического уравнения наблюдателя лежали в левой полуплоскости комплексной плоскости. Характеристическое уравнение наблюдателя имеет вид

$$\det[S \cdot I - (A_H - K \cdot C_H)] = 0, \quad (3.4)$$

где $\det$ – символ определителя;

$I - (n+p) \times (n+p)$ единичная матрица.

Однако в ситуации, когда измерение выходов объекта производится с периодом дискретности T_H , вектор $\Delta Y(t)$ известен только в моменты измерения. Поэтому коррекцию движения наблюдателя будем осуществлять именно в эти моменты, используя короткие корректирующие импульсы $\lambda \cdot \Delta Y(t)$, длительность τ которых значительно меньше T_H [123]:

$$\Delta Y(t) = \begin{cases} Y(t) - \hat{Y}(t) & \text{при } j \cdot T_H \leq t \leq j \cdot T_H + \tau, (j = 0, 1, 2, \dots); \\ 0 & \text{при } j \cdot T_H + \tau < t < (j+1) \cdot T_H, (j = 0, 1, 2, \dots). \end{cases} \quad (3.5)$$

Коэффициент λ усиления импульсов коррекции выбирается так, чтобы обеспечить устойчивость и необходимую скорость процесса наблюдения.

Такой подход позволяет рассматривать наблюдатель как амплитудно-импульсную систему [110], непрерывная часть которой описывается моделью (3.3), а импульсный элемент (ИЭ) в канале коррекции формирует короткие прямоугольные импульсы длительностью $\tau \ll T_H$. Схема непрерывно-дискретного наблюдателя приведена на рисунке 3.2.

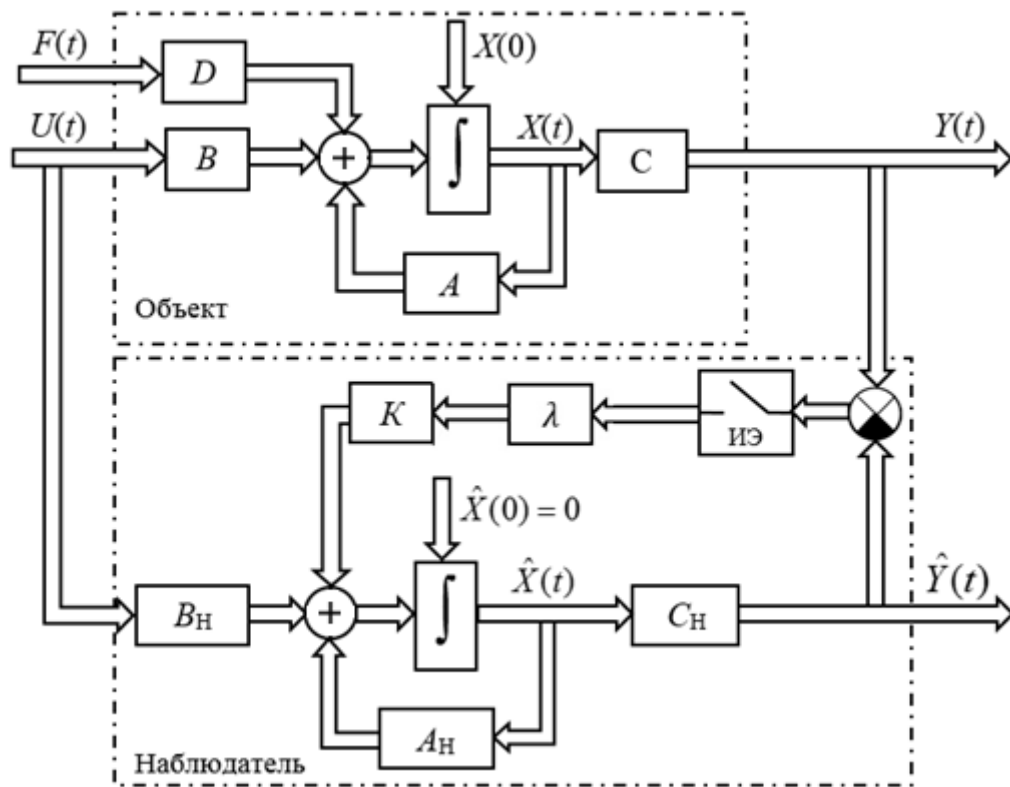


Рисунок 3.2 - Структурная схема непрерывно-дискретного наблюдателя состояния

Непрерывные оценки координат состояния в таком наблюдателе на интервалах времени между импульсами формируются на основе измеряемого управления $U(t)$ и математической модели объекта. В моменты поступления данных лабораторного анализа $Y(t)$ срабатывает канал коррекции, изменяющий оценки наблюдателя с целью приближения их к истинным значениям соответствующих координат объекта. Необходимо отметить, что строгое постоянство периода $T_{\text{и}}$ не требуется. Разрабатываемая процедура наблюдения сохраняется и в том случае, если какие-то пробы на анализ отобраны несколько раньше или позже установленного регламентом времени [111].

Непрерывная матричная передаточная функция разомкнутой части наблюдателя по каналу $\Delta Y \rightarrow \hat{Y}$ определяется следующим образом [112]

$$W_{\Delta Y, \hat{Y}}(S) = \lambda \cdot C_{\text{н}} [S \cdot I - A_{\text{н}}]^{-1} K, \quad (3.6)$$

где I – единичная $(n+p) \times (n+p)$ матрица.

Дискретная передаточная функция $W_{\text{PA3}}(Z)$ разомкнутой части с учетом импульсного элемента может быть получена в результате Z – преобразования $W_{\Delta Y, \hat{Y}}(S)$

$$W_{\text{PA3}}(Z) = \frac{\tau}{T_{\text{и}}} \cdot Z \{ W_{\Delta Y, \hat{Y}}(S) \}. \quad (3.7)$$

Для обеспечения устойчивости наблюдателя коэффициенты k_{ij} матрицы коррекции K должны быть выбраны так, чтобы все корни характеристического уравнения замкнутой системы лежали в круге единичного радиуса.

3.4 Адаптация матрицы коррекции наблюдателя состояния в процессе наблюдения

В начальный момент времени t_0 включения наблюдателя состояния в работу динамическая система имеет, как правило, ненулевое начальное состояние $X_0(t) = (x_{01}(t) \neq 0, x_{02}(t) \neq 0, \dots, x_{0n}(t) \neq 0)^T$. При этом для наблюдающего устройства известны только измеренные координаты, заданные уравнением выхода системы $Y(t) = C \cdot X_0(t)$. Остальные координаты состояния объекта неизвестны, их значения в наблюдателе выбираются произвольно, поэтому движения объекта и НС в начальный момент времени t_0 могут сильно различаться.

Выбранные коэффициенты матрицы коррекции K наблюдателя определяют скорость сходимости оценок $\hat{X}(t)$ к истинным значениям оцениваемых координат $X(t)$. С практической точки зрения в условиях дискретных измерений, когда необходимо по минимальному количеству тактов выйти на траекторию движения объекта, быстродействие наблюдателя должно быть высоким. Однако коэффициенты матрицы коррекции, обеспечивающие высокую скорость переходного процесса НС, существенно повышают чувствительность оценок к погрешностям измерения выходов N . Поэтому для объектов, выходные параметры которых измеряются с погрешностями N , при настройке динамики наблюдателя стремятся найти «компромисс», позволяющий обеспечить приемлемое

быстродействие наблюдателя при его невысокой чувствительности к помехам измерения.

В данной диссертационной работе предлагается путем использования двух наборов коэффициентов матрицы коррекции K при неизменной структуре наблюдателя адаптировать его работу к режиму переходного процесса и установившегося режима [113]. Первый набор коэффициентов обеспечит быстрый выход оценок в окрестности истинных значений координат объекта, а второй обеспечит меньшую чувствительность к погрешностям измерений N .

Коэффициенты матрицы коррекции для переходного процесса $K_{п.п.}$ должны обеспечивать такое расположение корней характеристического полинома наблюдателя, которое бы обеспечивало малое время переходного процесса $t_{пп.}$ Коэффициенты матрицы $K_{у.р.}$ для установившегося режима движения НС должны обеспечивать низкую чувствительность к погрешностям измерения выхода.

Для окончательного решения поставленной задачи необходимо реализовать переключение между полученными матрицами коррекции $K_{п.п.}$ и $K_{у.р.}$ в момент окончания переходного процесса наблюдателя.

Алгоритм, позволяющий вычислить момент переключения матриц коррекции в режиме реального времени, заключается в сравнении величины рассогласования $\Delta Y(t)$ в дискретные моменты времени с величиной Δ , которая может быть равна, например, максимально допустимой величине погрешности измерения. Если на нескольких тактах подряд величина $\Delta Y(t)$ не превышает величины Δ , можно считать, что переходный процесс НС закончился, и в дальнейшем использовать матрицу коррекции для установившегося режима, уменьшающую чувствительность оценок $\hat{Y}(t)$ к погрешностям измерения N .

В случаях, когда период дискретности между измерениями выходов объекта $Y(t)$ достаточно велик, описанный алгоритм может существенно увеличить время переключения $t_{п.}$ между наборами коэффициентов коррекции, поэтому для таких случаев целесообразнее оценить максимально возможную длительность t_{MAX} переходного процесса наблюдателя путем многократного моделирования

переходных процессов с различными начальными условиями. Полученное значение t_{MAX} в алгоритме функционирования НС будет использовано как время переключения t_{II} . Зная, например, что через 3-4 такта работы наблюдателя при самых разных начальных условиях его оценка попадает в допустимый диапазон истинных значений координат объекта, можно первые 4 такта использовать в качестве матрицы коррекции значение $K_{II,II}$, а начиная с 5-го такта заменить её на матрицу $K_{У.Р.}$.

Для наглядного представления преимуществ переключения матриц коррекции на рисунке 3.3 приведены результаты работы наблюдателя с адаптацией матрицы, а также наблюдателей с матрицами $K_{II,II}$ и $K_{У.Р.}$ без переключений. Время переключения матриц в наблюдателе составляет 6 ч.

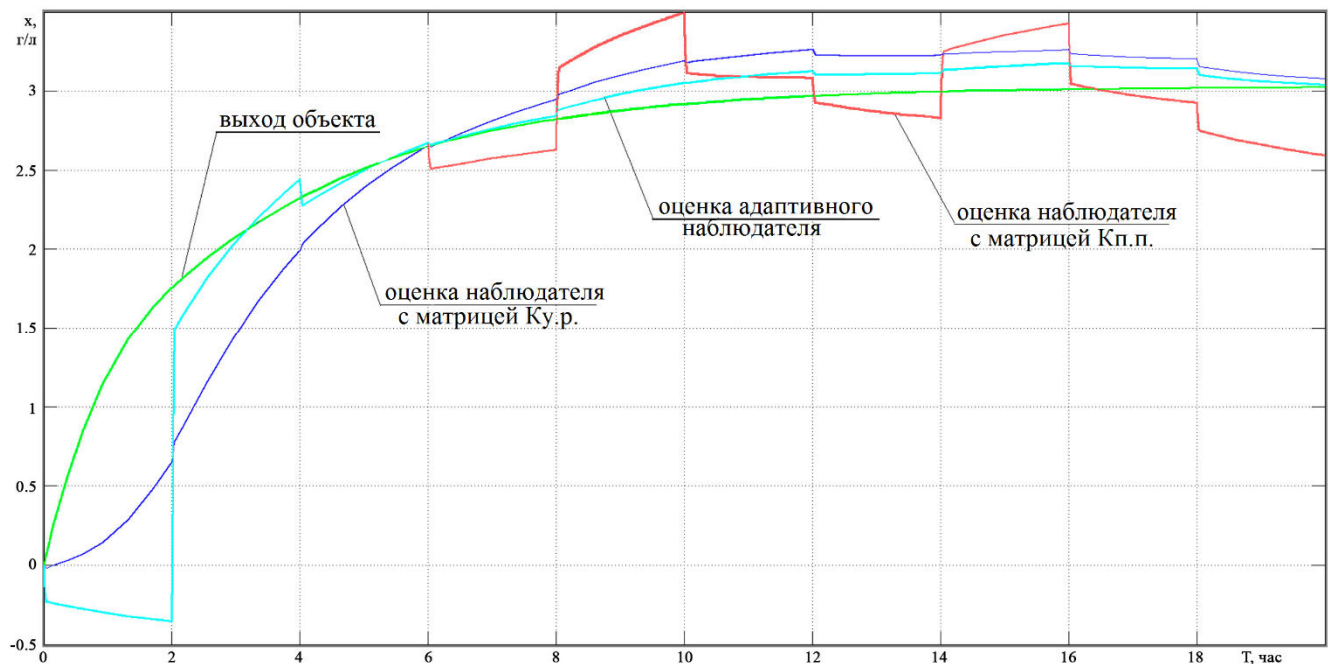


Рисунок 3.3 – Графики переходных процессов выхода объекта и оценок наблюдателей

На приведенном рисунке 3.3 видно, что оценка наблюдателя с адаптацией матрицы коррекции в первые 6 часов (до момента переключения) совпадает с оценкой наблюдателя, использующего только матрицу коррекции $K_{II,II}$, что позволяет выйти в окрестности истинных значений выхода объекта через 3-4 часа. Спустя 6 часов с начала работы, наблюдатель демонстрирует плавное изменение оценки, которая слабо реагирует на помехи измерения.

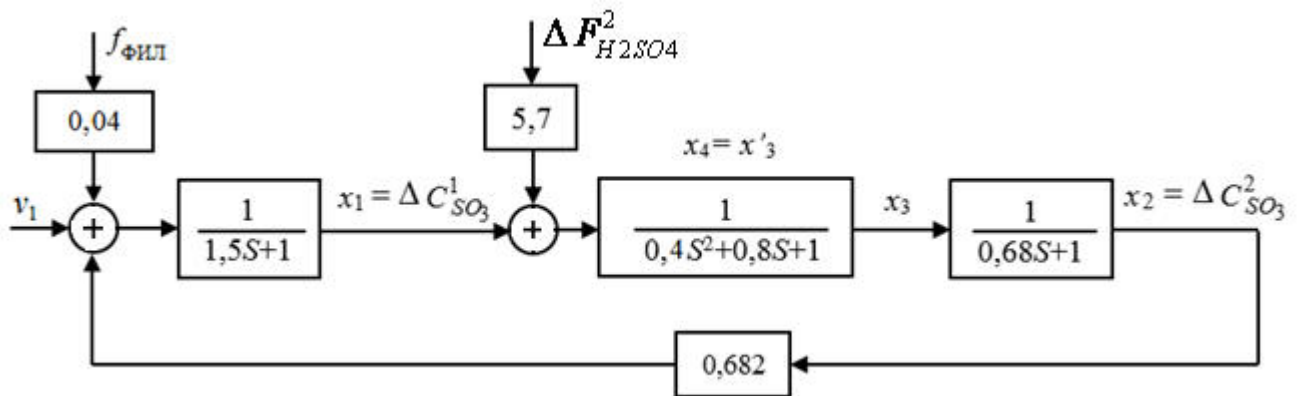
Таким образом, при разработке наблюдателя состояния для ТП процесса экстракции фосфорной кислоты необходимо получить две матрицы коррекции ($K_{П.П.}$ и $K_{У.Р.}$) и путем моделирования в Matlab вычислить момент переключения между ними. Такой подход позволит повысить эффективность работы НС.

3.5 Непрерывно-дискретный наблюдатель состояния ТП производства ЭФК

3.5.1 Наблюдатель канала формирования концентрации SO_3

Для построения наблюдателя состояния необходимо описать объект управления в пространстве состояний и получить систему уравнений в матричной форме (3.1).

На структурной схеме линеаризованной модели рассматриваемого канала, приведенной на рисунке 3.4, указаны выбранные координаты состояния.



$\Delta C^1_{SO_3}$, $\Delta C^2_{SO_3}$ – концентрации SO_3 в жидкой фазе пульпы 1-го и 2-го реактора; $v_1 = 5,6\Delta F^1_{H_2SO_4} + 0,04\Delta F_{Фил} - 0,06\Delta F_{ПРОМ} - 0,05\Delta F_{ПРОД}$ – локальное управляющее воздействие для рассматриваемого канала; $\Delta F^2_{H_2SO_4}$ – управляющее воздействие во второй реактор; $f_{Фил}$ – возмущающее воздействие по расходу пульпы на фильтр.

Рисунок 3.4 - Структурная схема линеаризованной модели канала формирования концентрации SO_3

Локальное управляющее воздействие v_1 в первый реактор экстрактора представляет собой линейную комбинацию отклонений расходов материальных потоков в первый бак экстрактора. Постоянные времени динамических звеньев

структурной схемы приведены в часах. Управляющие воздействия v_1 и $\Delta F^2_{H_2SO_4}$ измеряются непрерывно, а значение $\Delta C^1_{SO_3}$ и $\Delta C^2_{SO_3}$ определяются периодически через каждые 2 часа ($T_{\text{и}} = 2$ час). Возмущающее воздействие $f_{\text{фил}}$ не рассматривается при построении наблюдателя состояния для канала формирования концентрации SO_3 , так как наиболее чувствительным параметром к данному возмущению является концентрация твердого вещества $C_{\text{ТВ}}$. В связи с этим оценка $f_{\text{фил}}$ будет формироваться наблюдателем канала формирования твердого вещества и использоваться в сепаратных контурах стабилизации для компенсации возмущения на входе.

Обозначив выходы канала $\Delta C^1_{SO_3}$ и $\Delta C^2_{SO_3}$ координатами x_1 и x_2 соответственно, получим систему уравнений в пространстве состояний для канала формирования SO_3 :

$$\begin{cases} x'_1 = -0,67x_1 + 0,45x_2 + 0,67v_1; \\ x'_2 = -1,47x_2 + 1,47x_3; \\ x'_3 = x_4; \\ x'_4 = 2,5x_1 - 2,5x_3 - 2x_4 + 14,25v_5. \end{cases}$$

$$y_1 = x_1; \quad (3.8)$$

$$y_2 = x_2.$$

Собственная матрица динамической системы имеет вид

$$A = \begin{bmatrix} -0,67 & 0,45 & 0 & 0 \\ 0 & -1,47 & 1,47 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 2,5 & 0 & -2,5 & -2 \end{bmatrix}, \quad \text{матрица коэффициентов при управляющих}$$

воздействиях - $B = \begin{bmatrix} 0,67 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 14,25 \end{bmatrix}$, матрица состава измерений - $C = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \end{bmatrix}$.

Важнейшим этапом анализа динамических систем является их исследование на наблюдаемость и управляемость. Выполнение условия наблюдаемости

свидетельствует о принципиальной возможности восстановления полного вектора состояния $X(t)$ объекта по измеряемым выходам $Y(t)$.

Динамическая система является наблюдаемой, если выполняется условие:

$$\text{rank} (M) = n, \quad (3.9)$$

где $\text{rank}()$ – символ ранга матрицы;

$$M = \begin{bmatrix} C \\ C \cdot A \\ \vdots \\ C \cdot A^{n-1} \end{bmatrix} \text{ – матрица наблюдаемости;}$$

n – порядок системы.

Динамическая система является управляемой, если выполняется условие:

$$\text{rank} (W) = n, \quad (3.10)$$

где $W = [B \quad A \cdot B \quad \dots \quad A^{n-1} \cdot B]$ – матрица управляемости.

Для системы уравнений (3.8) матрица наблюдаемости M примет вид

$$M = \begin{bmatrix} C \\ C \cdot A \\ C \cdot A^2 \\ C \cdot A^3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \\ -0,67 & 0,45 & 0 & 0 \\ 0 & -1,47 & 1,47 & 0 \\ 0,45 & -0,96 & 0,67 & 0 \\ 0 & 2,16 & -2,16 & 1,47 \\ -0,3 & 1,63 & -1,42 & 0,67 \\ 3,67 & -3,17 & -0,49 & -5,1 \end{bmatrix}.$$

Ранг матрицы M равен 4, порядок системы n также равен 4. Условие (3.9) выполнено - система наблюдаема.

Матрица управляемости W для той же системы уравнений (3.8) примет вид

$$W = [B \quad A \cdot B \quad A^2 \cdot B \quad A^3 \cdot B] =$$

$$= \begin{bmatrix} 0,67 & 0 & -0,45 & 0 & 0,3 & 0 & -0,19 & 9,55 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 20,95 & 2,45 & -72,68 \\ 0 & 0 & 0 & 14,25 & 1,66 & -28,5 & -4,44 & 21,37 \\ 0 & 14,25 & 1,67 & -28,5 & -4,44 & 21,4 & 5,46 & 28,5 \end{bmatrix}.$$

Ранг матрицы W равен также 4 - условие управляемости (3.10) выполнено.

Система уравнений непрерывного наблюдателя состояния для рассматриваемого канала имеет вид

$$\begin{cases} \hat{x}'_1 = -0,67\hat{x}_1 + 0,45\hat{x}_2 + 0,67v_1 + k_{11}\Delta y_1 + k_{12}\Delta y_2; \\ \hat{x}'_2 = -1,47\hat{x}_2 + 1,47\hat{x}_3 + k_{21}\Delta y_1 + k_{22}\Delta y_2; \\ \hat{x}'_3 = \hat{x}_4 + k_{31}\Delta y_1 + k_{32}\Delta y_2; \\ \hat{x}'_4 = 2,5\hat{x}_1 - 2,5\hat{x}_3 - 2\hat{x}_4 + 14,25v_5 + k_{41}\Delta y_1 + k_{42}\Delta y_2; \\ \hat{y}_1 = \hat{x}_1; \\ \hat{y}_2 = \hat{x}_2. \end{cases} \quad (3.11)$$

Матрицы наблюдателя соответственно имеют вид

$$A_H = \begin{bmatrix} -0,67 & 0,45 & 0 & 0 \\ 0 & -1,47 & 1,47 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 2,5 & 0 & -2,5 & -2 \end{bmatrix}, \quad B_H = \begin{bmatrix} 0,67 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 14,25 \end{bmatrix},$$

$$C_H = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \end{bmatrix}, \quad K = \begin{bmatrix} k_{11} & k_{12} \\ k_{21} & k_{22} \\ k_{31} & k_{32} \\ k_{41} & k_{42} \end{bmatrix}.$$

Характеристическое уравнение для наблюдателя с непрерывным измерением рассогласований $\Delta y_1(t)$, $\Delta y_2(t)$ определим по формуле (3.4), подставив значения коэффициентов матриц наблюдателя A_H , K и C_H :

$$\begin{aligned} S^4 + (4,137 + k_{11} + k_{22})S^3 + (-k_{12}k_{21} + 3,47k_{11} + 2,667k_{22} + k_{11}k_{22} + 1,47k_{32} + \\ + 0,45k_{21} + 7,75)S^2 + (-2k_{21}k_{12} + 0,78k_{11} + 3,834k_{22} + 3,92k_{32} + 2k_{11}k_{22} + \\ + 1,47k_{11}k_{32} - 1,47k_{31}k_{12} + 1,47k_{42} + 0,67k_{31} + 0,91k_{21} + 7,3)S - 2,5k_{21}k_{12} + \\ + 0,775 + 0,98k_{42} + 1,67k_{22} + 3,67k_{12} + 1,96k_{32} + 2,5k_{11}k_{22} + 2,94k_{11}k_{32} + \\ + 1,47k_{11}k_{42} - 2,94k_{31}k_{12} - 1,47k_{41}k_{12} + 1,34k_{31} + 1,14k_{21} + 0,67k_{41} + 3,675k_{11} = 0 \end{aligned} \quad (3.12)$$

Коэффициенты матрицы коррекции $K_{п.п.}$, обеспечивающие быстрый переходный процесс в наблюдателе, имеют значения

$$K_{п.п.} = \begin{bmatrix} 0,9 & 0,1 \\ 0,5 & 0,5 \\ 0,5 & 0,5 \\ 0,5 & 0,3 \end{bmatrix}.$$

Подставим значения коэффициентов матрицы $K_{п.п.}$ в уравнение (3.12) и получим характеристический полином

$$S^4 + 5,53S^3 + 13,57S^2 + 18,99S + 11,1 = 0. \quad (3.13)$$

Его корни равны $s_{1,2} = -0,9441 \pm j1,65124$, $s_3 = -2,336$, $s_4 = -1,3127$.

Все корни имеют отрицательные вещественные части, что говорит об устойчивости переходных процессов и асимптотической сходимости оценок в непрерывном наблюдателе.

Непрерывные передаточные функции разомкнутой части наблюдателя по каналам $\Delta y_1 \rightarrow \hat{y}_1$, $\Delta y_1 \rightarrow \hat{y}_2$, $\Delta y_2 \rightarrow \hat{y}_1$, $\Delta y_2 \rightarrow \hat{y}_2$ определяются выражением (3.6) и при выбранных коэффициентах коррекции k_{ij} имеют вид

$$W_{\Delta y_1, \hat{y}_1}(S) = \lambda \cdot \frac{0,9S^3 + 3,351S^2 + 5,69S + 4,88}{S^4 + 4,137S^3 + 7,754S^2 + 7,303S + 0,7754}, \quad (3.14)$$

$$W_{\Delta y_1, \hat{y}_2}(S) = \lambda \cdot \frac{0,1S^3 + 0,575S^2 + 1,335S + 1,943}{S^4 + 4,137S^3 + 7,754S^2 + 7,303S + 0,7754}, \quad (3.15)$$

$$W_{\Delta y_2, \hat{y}_1}(S) = \lambda \cdot \frac{0,5S^3 + 2,068S^2 + 4,612S + 5,612}{S^4 + 4,137S^3 + 7,754S^2 + 7,303S + 0,7754}, \quad (3.16)$$

$$W_{\Delta y_2, \hat{y}_2}(S) = \lambda \cdot \frac{0,5S^3 + 2,068S^2 + 4,612S + 2,672}{S^4 + 4,137S^3 + 7,754S^2 + 7,303S + 0,7754}. \quad (3.17)$$

Для получения дискретной передаточной функции разомкнутой части наблюдателя определим Z-преобразования непрерывных передаточных функций (3.14)-(3.17) с периодом дискретности 2 часа:

$$W_{\Delta y_1, \hat{y}_1}(Z) = Z \{ W_{\Delta y_1, \hat{y}_1}(S) \} = \lambda \cdot \frac{0,9Z^4 - 0,81Z^3 - 0,09Z^2 + 0,00056Z + 0,0006}{Z^4 - 0,546Z^3 - 0,176Z^2 - 0,01Z + 0,0003}, \quad (3.18)$$

$$W_{\Delta y_1, \hat{y}_2}(Z) = Z \{ W_{\Delta y_1, \hat{y}_2}(S) \} = \lambda \cdot \frac{0,1Z^4 + 0,1027Z^3 - 0,1646Z^2 - 0,03663Z - 0,001485}{Z^4 - 0,546Z^3 - 0,176Z^2 - 0,01Z + 0,0003}, \quad (3.19)$$

$$W_{\Delta y_2, \hat{y}_1}(Z) = Z \{W_{\Delta y_2, \hat{y}_1}(S)\} = \lambda \cdot \frac{0,5Z^4 - 0,03175 Z^3 - 0,4042 Z^2 - 0,06335 Z}{Z^4 - 0,546 Z^3 - 0,176 Z^2 - 0,01 Z + 0,0003}, \quad (3.20)$$

$$W_{\Delta y_2, \hat{y}_2}(Z) = Z \{W_{\Delta y_2, \hat{y}_2}(S)\} = \lambda \cdot \frac{0,5Z^4 - 0,4229 Z^3 - 0,1263 Z^2 + 0,04356 Z}{Z^4 - 0,546 Z^3 - 0,176 Z^2 - 0,01 Z + 0,0003}. \quad (3.21)$$

Пусть длительность импульса коррекции $\tau = 0,02$ часа. Тогда в соответствии с (3.7) при $T_{\text{и}} = 2$ часа получим матричную дискретную передаточную функцию прямой цепи наблюдателя

$$W_{\text{ПАЗ}}(Z) = 0,01 \begin{pmatrix} W_{\Delta y_1, \hat{y}_1}(Z) & W_{\Delta y_1, \hat{y}_2}(Z) \\ W_{\Delta y_2, \hat{y}_1}(Z) & W_{\Delta y_2, \hat{y}_2}(Z) \end{pmatrix}. \quad (3.22)$$

Выбрав $\lambda = 50$, после замыкания обратной связи получим матричную дискретную передаточную функцию наблюдателя с учетом обратной связи

$$W_{\text{ЗАМ}}(Z) = \frac{W_{\text{ПАЗ}}(Z)}{1 + W_{\text{ПАЗ}}(Z)} = \begin{pmatrix} W_{11}(Z) & W_{12}(Z) \\ W_{21}(Z) & W_{22}(Z) \end{pmatrix}, \quad (3.23)$$

$$\text{где } W_{11}(Z) = \frac{0,01W_{\Delta y_1, \hat{y}_1}(Z)}{1 + 0,01W_{\Delta y_1, \hat{y}_1}(Z)} = \frac{0,45Z^4 - 0,4052Z^3 - 0,04787Z^2 + 0,002801Z}{1,45Z^4 - 1,9513Z^3 + 0,3223Z^2 + 0,1687Z + 0,106};$$

$$W_{12}(Z) = \frac{0,01W_{\Delta y_1, \hat{y}_2}(Z)}{1 + 0,01W_{\Delta y_1, \hat{y}_2}(Z)} = \frac{0,05Z^4 + 0,05136Z^3 - 0,0823Z^2 + 0,01831Z}{1,05Z^4 - 1,495Z^3 + 0,28783Z^2 + 0,1476Z + 0,0095};$$

$$W_{21}(Z) = \frac{0,01W_{\Delta y_2, \hat{y}_1}(Z)}{1 + 0,01W_{\Delta y_2, \hat{y}_1}(Z)} = \frac{0,25Z^4 - 0,01587Z^3 - 0,2021Z^2 - 0,03167Z}{1,25Z^4 - 1,564Z^3 + 0,168Z^2 + 0,1342Z + 0,0099};$$

$$W_{22}(Z) = \frac{0,01W_{\Delta y_2, \hat{y}_2}(Z)}{1 + 0,01W_{\Delta y_2, \hat{y}_2}(Z)} = \frac{0,25Z^4 - 0,2114Z^3 - 0,06317Z^2 + 0,02178Z}{1,25Z^4 - 1,7575Z^3 + 0,307Z^2 + 0,1877Z + 0,0131}.$$

Корни характеристических полиномов матричной передаточной функции замкнутой системы (3.23) приведены в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – Корни характеристических полиномов

Канал	Корни характеристического полинома
$\Delta y_1 \rightarrow \hat{y}_1$	$z_1 = 0,5792; \quad z_{2,3} = -0,126 \pm j0,0234; \quad z_4 = 0,0185$
$\Delta y_1 \rightarrow \hat{y}_2$	$z_1 = 0,667; \quad z_{2,3} = -0,1317 \pm j0,026; \quad z_4 = 0,0202$
$\Delta y_2 \rightarrow \hat{y}_1$	$z_1 = 0,5058; \quad z_{2,3} = -0,1382 \pm j0,031; \quad z_4 = 0,0201$
$\Delta y_2 \rightarrow \hat{y}_2$	$z_1 = 0,6683; \quad z_2 = -0,1443; \quad z_3 = -0,1339; \quad z_4 = 0,0158$

Все корни лежат в окружности единичного радиуса, что говорит об устойчивости переходных процессов непрерывно-дискретного наблюдателя. Моделирование включения в работу наблюдателя при различных начальных условиях объекта показывает, что для выхода оценок наблюдателя на истинные значения координат объекта требуется не более 2-х тактов, т.е. 4 часов рабочей смены, поэтому время переключения матриц коррекции t_{Π} адаптивного наблюдателя назначим равным 4 ч.

Второй набор коэффициентов матрицы коррекции для установившегося режима $K_{y.p.}$, который обеспечивает меньшую чувствительность оценок наблюдателя к погрешностям измерений, выглядит следующим образом

$$K_{y.p.} = \begin{bmatrix} 0,6 & 0,1 \\ 0,2 & 0,3 \\ 0,2 & 0,3 \\ 0,2 & 0,2 \end{bmatrix}.$$

Характеристическое уравнение (3.12) непрерывного наблюдателя с коэффициентами матрицы коррекции $K_{y.p.}$ имеет вид

$$S^4 + 5,037S^3 + 11,329S^2 + 14,06S + 6,28 = 0. \quad (3.24)$$

Его корни: $s_1 = -2,2053$, $s_{2,3} = -0,9994 \pm j1,5558$, $s_4 = -0,8329$.

Выбранные коэффициенты обеспечивают устойчивость динамического наблюдателя при условии непрерывного измерения рассогласований $\Delta y_1(t)$, $\Delta y_2(t)$. Проверим устойчивость непрерывно-дискретного наблюдателя при выбранных значениях коэффициентов коррекции.

При длительности импульса коррекции $\tau=0,02$ часа, периоде дискретности $T_{\Pi} = 2$ часа и коэффициенте усиления импульсов $\lambda = 50$ получим матричную дискретную передаточную функцию замкнутой системы (3.23), где

$$W_{11}(Z) = \frac{0,3Z^4 - 0,2991Z^3 - 0,008817Z^2 + 0,007455Z}{1,3Z^4 - 1,8451Z^3 + 0,3613Z^2 + 0,1733Z + 0,0107},$$

$$W_{21}(Z) = \frac{0,05Z^4 + 0,003526Z^3 - 0,04449Z^2 - 0,008714Z - 0,0003202}{1,05Z^4 - 1,5425Z^3 + 0,3256Z^2 + 0,1572Z + 0,0099},$$

$$W_{12}(Z) = \frac{0,1Z^4 + 0,05232 Z^3 - 0,1225 Z^2 - 0,02871 Z - 0,001085}{1,1Z^4 - 1,4937 Z^3 + 0,2476 Z^2 + 0,1372 Z + 0,0092},$$

$$W_{22}(Z) = \frac{0,15Z^4 - 0,1262 Z^3 - 0,03472 Z^2 + 0,009676 Z + 0,001277}{1,15Z^4 - 1,6722 Z^3 + 0,3354 Z^2 + 0,1756 Z + 0,0115}.$$

Корни характеристических полиномов полученных передаточных функций приведены в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Корни характеристических полиномов

Канал	Корни характеристического полинома
$\Delta y_1 \rightarrow \hat{y}_1$	$z_1 = 0,6537; \quad z_{2,3} = -0,1263 \pm j0,0221; \quad z_4 = 0,0183$
$\Delta y_1 \rightarrow \hat{y}_2$	$z_1 = 0,7103; \quad z_{2,3} = -0,1304 \pm j0,024; \quad z_4 = 0,0195$
$\Delta y_2 \rightarrow \hat{y}_1$	$z_1 = 0,6005; \quad z_{2,3} = -0,1318 \pm j0,032; \quad z_4 = 0,021$
$\Delta y_2 \rightarrow \hat{y}_2$	$z_1 = 0,704; \quad z_{2,3} = -0,1336 \pm j0,0163; \quad z_4 = 0,0174$

Расположение корней полученных характеристических полиномов в окружности единичного радиуса свидетельствует об устойчивости непрерывно-дискретного наблюдателя.

Таким образом, коэффициенты и матрицы $K_{П.П.}$ и матрицы $K_{У.Р.}$ обеспечивают сходимость оценок непрерывно-дискретного наблюдателя к истинным значениям координат состояния объекта при выбранном коэффициенте усиления импульсов $\lambda = 50$. При первом наборе коэффициентов обеспечиваются быстрые переходные процессы в наблюдателе, а при втором – меньшая чувствительность к помехам измерения. Переключение между матрицами коррекции $K_{П.П.}$ и $K_{У.Р.}$ выполняется в момент времени $t_{П} = 4$ ч.

На рисунке 3.5 приведены построенные в графической среде Simulink пакета Matlab модель канала формирования SO_3 и непрерывно-дискретный наблюдатель.

Выходы рассматриваемого канала y_1 и y_2 , поступающие на вход наблюдателя, содержат погрешности лабораторного анализа, моделируемые генераторами случайных чисел в соответствующем регламентном диапазоне. Вычисленная ранее путем многочисленного моделирования максимально возможная длительность

переходного процесса задается в блоке t_{MAX} на схеме и подается в наблюдатель как время переключения t_P между матрицами.

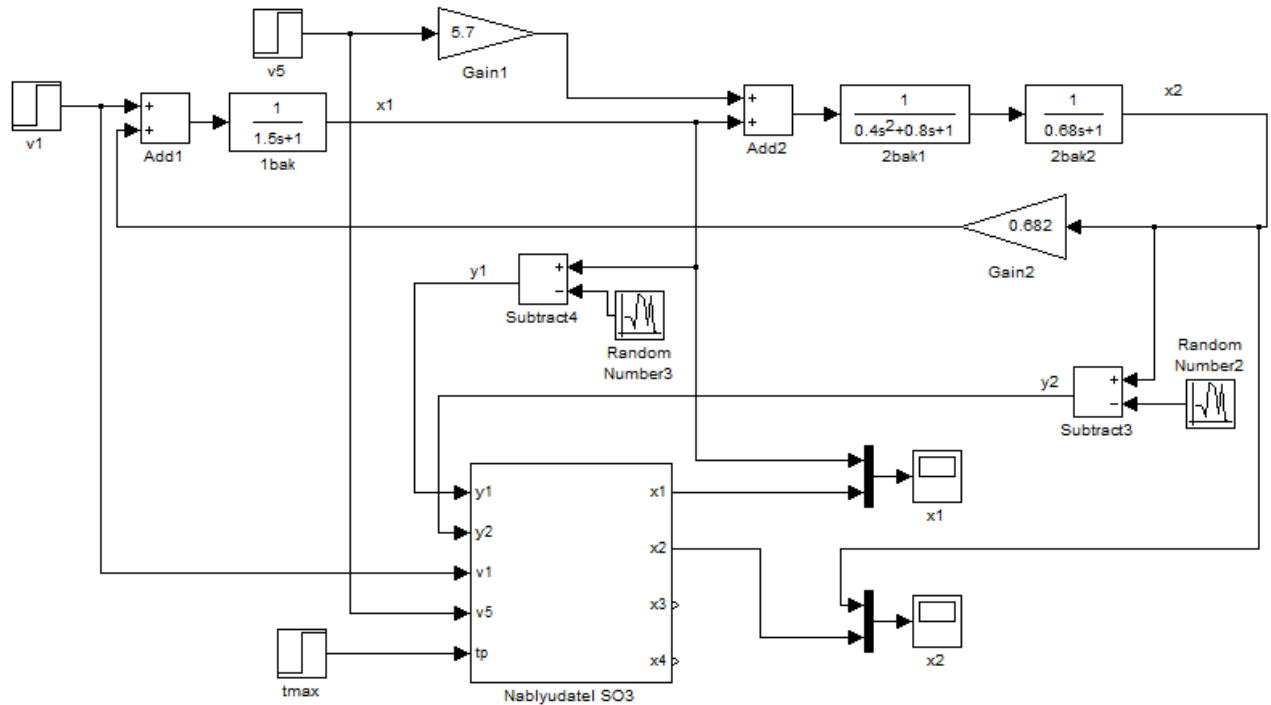


Рисунок 3.5 - Модель канала формирования концентрации SO_3 и непрерывно-дискретный наблюдатель состояния, построенные в Simulink Matlab

Результаты моделирования работы полученного наблюдателя по основным координатам приведены на рисунках 3.6, 3.7.

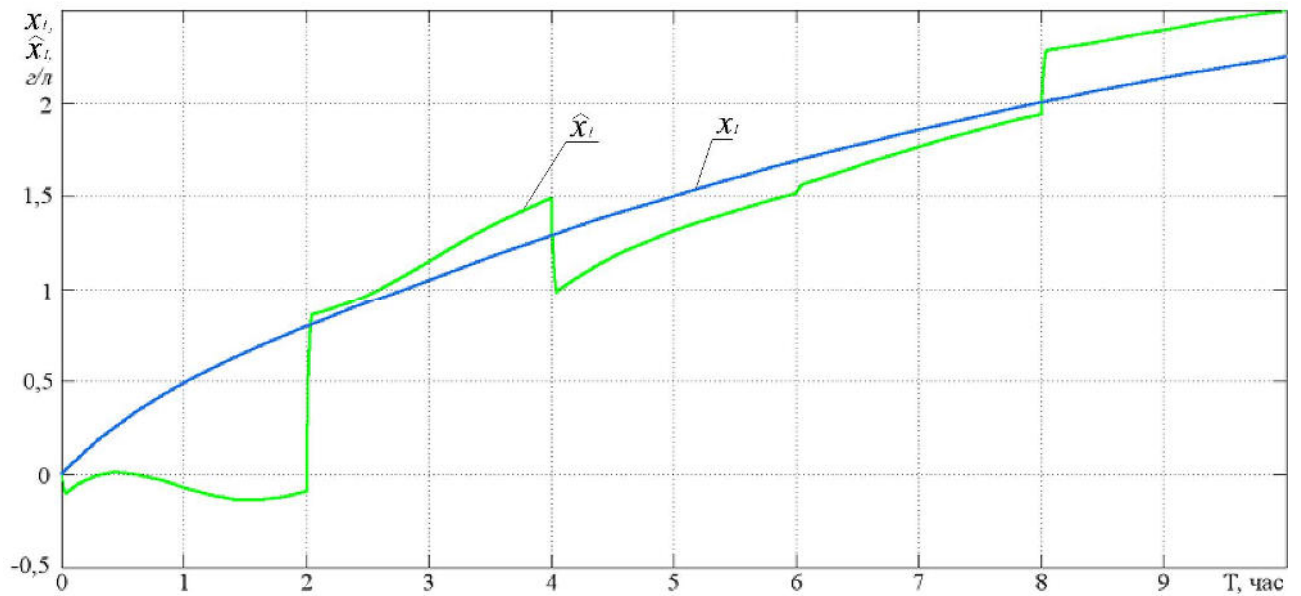


Рисунок 3.6 - Графики изменения координаты x_1 ($\Delta C^1_{\text{SO}_3}$) и ее оценки $\hat{x}_1$, формируемой наблюдателем

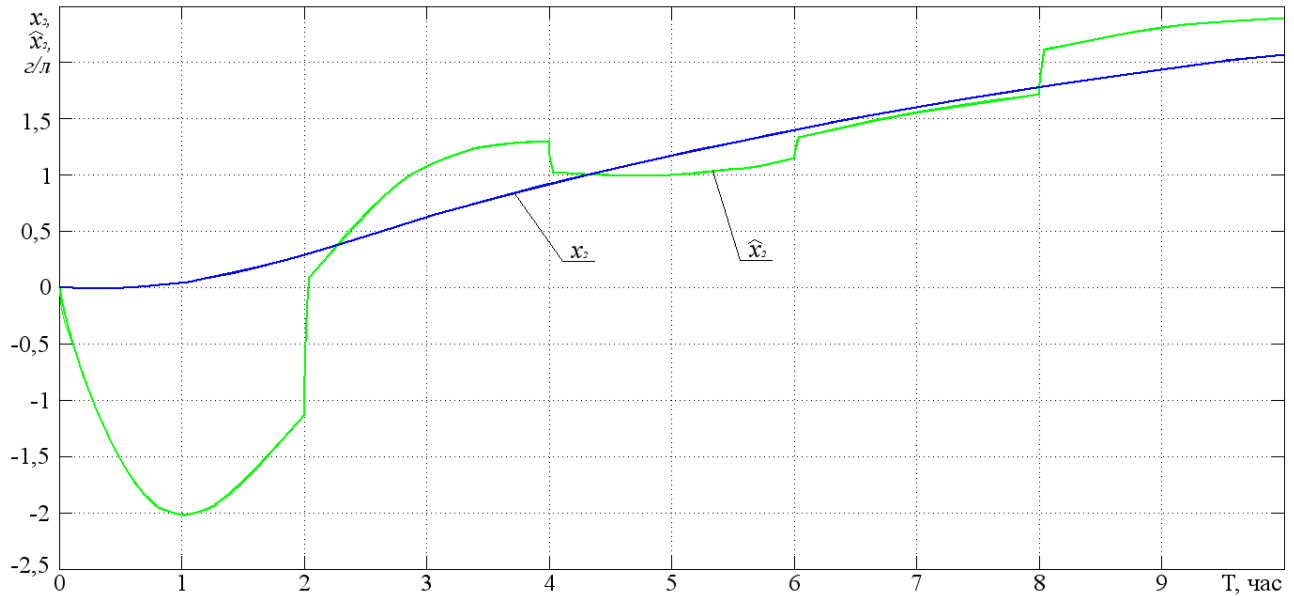


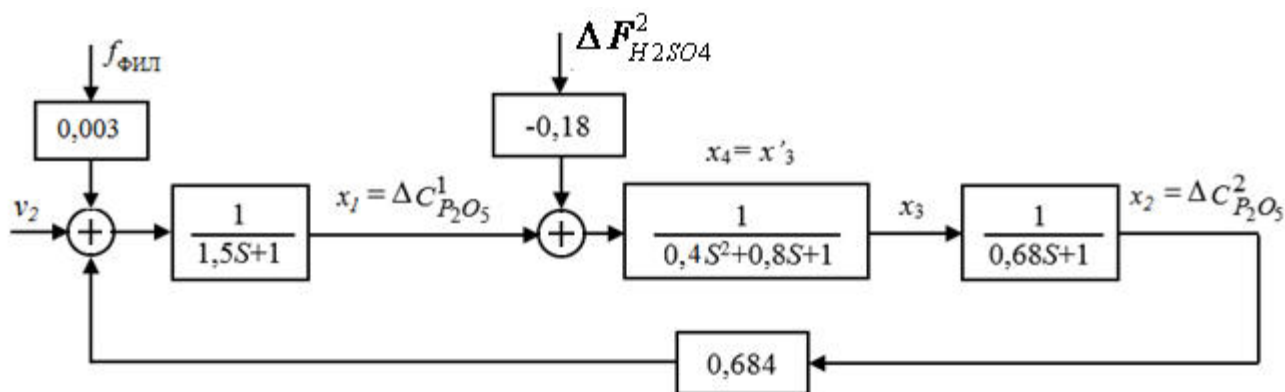
Рисунок 3.7 - Графики изменения координаты объекта x_2 (ΔC^2_{SO3}) и ее оценки $\hat{x}_2$, формируемой наблюдателем

В первые 4 часа оценки координат состояния объекта $\hat{x}_1$, $\hat{x}_2$ существенно отличаются от их истинных значений x_1 , x_2 . Результаты лабораторного анализа (значения y_1 , y_2), полученные в моменты времени 2 и 4 часа позволили непрерывно-дискретному наблюдателю скорректировать значения оценок $\hat{x}_1$, $\hat{x}_2$, которые вышли на истинные траектории оцениваемых координат x_1 , x_2 . В дальнейшем небольшие отклонения в движении наблюдателя вызваны наличием погрешностей в результатах лабораторного анализа.

3.5.2 Наблюдатель канала формирования концентрации P_2O_5

Процедура построения наблюдателя для рассматриваемого канала аналогична рассмотренной выше, поэтому промежуточные расчеты не приведены.

Для описания объекта в пространстве состояний используем линеаризованную математическую модель канала формирования P_2O_5 . Структурная схема модели, а также выбранные координаты состояния, приведены на рисунке 3.8.



$\Delta C^1_{P_2O_5}$, $\Delta C^2_{P_2O_5}$ – концентрации P_2O_5 в жидкой фазе пульпы 1-го и 2-го реактора;

$v_2 = -0,2023\Delta F^1_{H_2SO_4} + 0,003\Delta F_{\text{Фил}} - 0,103\Delta F_{\text{ПРОМ}} + 0,017\Delta F_{\text{ПРОД}}$ – локальное управляющее воздействие для рассматриваемого канала; $\Delta F^2_{H_2SO_4}$ – управляющее воздействие во второй реактор; $f_{\text{Фил}}$ – возмущающее воздействие по расходу пульпы на фильтр.

Рисунок 3.8 - Структурная схема линейаризованной модели канала формирования концентрации P_2O_5

Постоянные времени динамических звеньев структурной схемы приведены также в часах. Управляющие воздействия v_2 и $\Delta F^2_{H_2SO_4}$ измеряются непрерывно, а значение концентрации P_2O_5 определяется только в первом реакторе в результате лабораторного анализа пульпы, поэтому величина $\Delta C^1_{P_2O_5}$ известна только через каждые 2 часа ($T_{\text{И}} = 2$ час). Возмущающее воздействие $f_{\text{Фил}}$ не оценивается, так как его наблюдение осуществляется по каналу формирования твердого вещества.

Обозначим выход канала $\Delta C^1_{P_2O_5}$ (y_1) за координату x_1 и получим описание модели канала в пространстве состояний:

$$\begin{cases} x'_1 = -0,67x_1 + 0,45x_2 + 0,67v_2; \\ x'_2 = -1,47x_2 + 1,47x_3; \\ x'_3 = x_4; \\ x'_4 = -2,5x_3 - 2x_4 + 2,5x_1 - 0,45v_5; \\ y_1 = x_1. \end{cases} \quad (3.25)$$

Матрицы А, В и С динамической системы имеют вид

$$A = \begin{bmatrix} -0,67 & 0,45 & 0 & 0 \\ 0 & -1,47 & 1,47 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 2,5 & 0 & -2,5 & -2 \end{bmatrix}, B = \begin{bmatrix} 0,67 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & -0,45 \end{bmatrix}, C = [1 \ 0 \ 0 \ 0].$$

Матрица наблюдаемости М для системы уравнений (3.25) имеет вид

$$M = \begin{bmatrix} C_H \\ C_H \cdot A_H \\ C_H \cdot A_H^2 \\ C_H \cdot A_H^3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ -0,67 & 0,456 & 0 & 0 \\ 0,445 & -0,975 & 0,67 & 0 \\ -0,297 & 1,635 & -1,433 & 0,67 \end{bmatrix}.$$

Ранг матрицы М равен 4, условие (3.9) выполнено – система наблюдаема.

Матрица управляемости W для системы уравнений (3.25) примет вид

$$W = [B \ A \cdot B \ A^2 \cdot B \ A^3 \cdot B] =$$

$$= \begin{bmatrix} 0,667 & 0 & -0,445 & 0 & 0,297 & 0 & -0,198 & -0,302 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0,662 & 2,45 & 2,295 \\ 0 & 0 & 0 & -0,45 & 1,668 & 0,9 & -4,45 & -0,675 \\ 0 & -0,45 & 1,668 & 0,9 & -4,45 & -0,675 & 5,47 & -0,9 \end{bmatrix}.$$

Rank(W)=4=n – условие управляемости выполнено, система управляема.

Система уравнений наблюдателя для модели (3.25):

$$\begin{cases} \hat{x}'_1 = -0,67\hat{x}_1 + 0,45\hat{x}_2 + 0,67v_2 + k_1\Delta y_1; \\ \hat{x}'_2 = -1,47\hat{x}_2 + 1,47\hat{x}_3 + k_2\Delta y_1; \\ \hat{x}'_3 = \hat{x}_4 + k_3\Delta y_1; \\ \hat{x}'_4 = -2,5\hat{x}_3 - 2\hat{x}_4 + 2,5\hat{x}_1 - 0,45u_2 + k_4\Delta y_1; \\ \hat{y}_1 = \hat{x}_1. \end{cases} \quad (3.26)$$

Матрицы	наблюдателя	соответственно	имеют	вид
$A_H = \begin{bmatrix} -0,67 & 0,456 & 0 & 0 \\ 0 & -1,47 & 1,47 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 2,5 & 0 & -2,5 & -2 \end{bmatrix}, \quad B_H = \begin{bmatrix} 0,67 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & -0,45 \end{bmatrix},$				
$C_H = [1 \quad 0 \quad 0 \quad 0], \quad K = \begin{bmatrix} k_1 \\ k_2 \\ k_3 \\ k_4 \end{bmatrix}.$				

Характеристическое уравнение для наблюдателя с непрерывным измерением рассогласований $\Delta y_1(t)$ имеет вид

$$S^4 + (4,13 + k_1)S^3 + (7,75 + 3,47k_1 + 0,456k_2)S^2 + (7,3 + 5,44k_1 + 0,912k_2 + 0,67k_3)S + 0,775 + 3,675k_1 + 1,14k_2 + 1,34k_3 + 0,67k_4 = 0 \quad (3.27)$$

Рассчитаем также два набора коэффициентов матрицы коррекции для обеспечения необходимых свойств наблюдателя.

Матрица коррекции $K_{П.П.}$ с коэффициентами, обеспечивающими быстрый переходный процесс, имеет вид $K_{П.П.} = \begin{bmatrix} 0,8 \\ 0,3 \\ 0,3 \\ 0,3 \end{bmatrix}$.

При данных коэффициентах характеристическое уравнение (3.27) примет вид

$$S^4 + 4,937S^3 + 10,667S^2 + 12,13S + 4,66 = 0. \quad (3.28)$$

Его корни $s_{1,2} = -1,0727 \pm j1,4453$, $s_3 = -2,1097$, $s_4 = -0,6819$ находятся в левой полуплоскости комплексной плоскости – коэффициенты обеспечивают устойчивость непрерывного наблюдателя.

При длительности импульса коррекции $\tau = 0,02$ часа, периоде дискретности $T_H = 2$ часа и коэффициенте усиления $\lambda = 50$ получим дискретную передаточную функцию замкнутой части наблюдателя

$$W_{ЗАМ}(Z) = \frac{0,4Z^4 - 0,3915Z^3 - 0,01753Z^2 + 0,008543Z}{1,4Z^4 - 1,9376Z^3 + 0,3526Z^2 + 0,1744Z + 0,0108}. \quad (3.29)$$

Характеристический полином передаточной функции замкнутой системы (3.29) $1,4Z^4 - 1,9376 Z^3 + 0,3526 Z^2 + 0,1744 Z + 0,0108$ имеет корни $z_1 = 0,6171$, $z_{2,3} = -0,1256 \pm j0,0222$, $z_4 = 0,0181$, которые располагаются в окружности единичного радиуса и свидетельствуют об устойчивости переходных процессов наблюдателя при выбранных коэффициентах коррекции k_i и коэффициенте усиления λ .

Значения коэффициентов матрицы коррекции $K_{У.Р.}$ для установившегося режима выбраны следующими $K_{У.Р.} = \begin{bmatrix} 0,1 \\ 0,1 \\ 0,2 \\ 0,1 \end{bmatrix}$.

Характеристическое уравнение (3.29) при данных коэффициентах имеет вид

$$S^4 + 4,237 S^3 + 8,147 S^2 + 8,073 S + 1,592 = 0. \quad (3.30)$$

Его корни обеспечивают устойчивость непрерывного наблюдателя, т.к. находятся в левой полуплоскости комплексной плоскости ($s_{1,2} = -1,0039 \pm j1,47$, $s_3 = -1,9748$, $s_4 = -0,2544$).

При длительности импульса коррекции $\tau = 0,02$ часа, периоде дискретности $T_{и}=2$ часа и коэффициенте усиления $\lambda = 50$ получим дискретную передаточную функцию замкнутой части наблюдателя

$$W_{ЗАМ}(Z) = \frac{0,05 Z^4 - 0,02528 Z^3 - 0,02186 Z^2 - 0,002848 Z}{1,05 Z^4 - 1,5713 Z^3 + 0,3483 Z^2 + 0,163 Z + 0,0102}. \quad (3.31)$$

Характеристический полином передаточной функции замкнутой системы (3.31) $1,05Z^4 - 1,5713Z^3 + 0,3483Z^2 + 0,163Z + 0,0102=0$ имеет корни $z_1 = 0,737$, $z_{2,3} = -0,1297 \pm j0,0234$, $z_4 = 0,019$, которые располагаются в окружности единичного радиуса, что свидетельствует об устойчивости переходных процессов наблюдателя при выбранных коэффициентах коррекции k_i и коэффициенте усиления λ .

На рисунке 3.9 приведены построенные в графической среде Simulink пакета Matlab модель канала формирования P_2O_5 и непрерывно-дискретный наблюдатель.

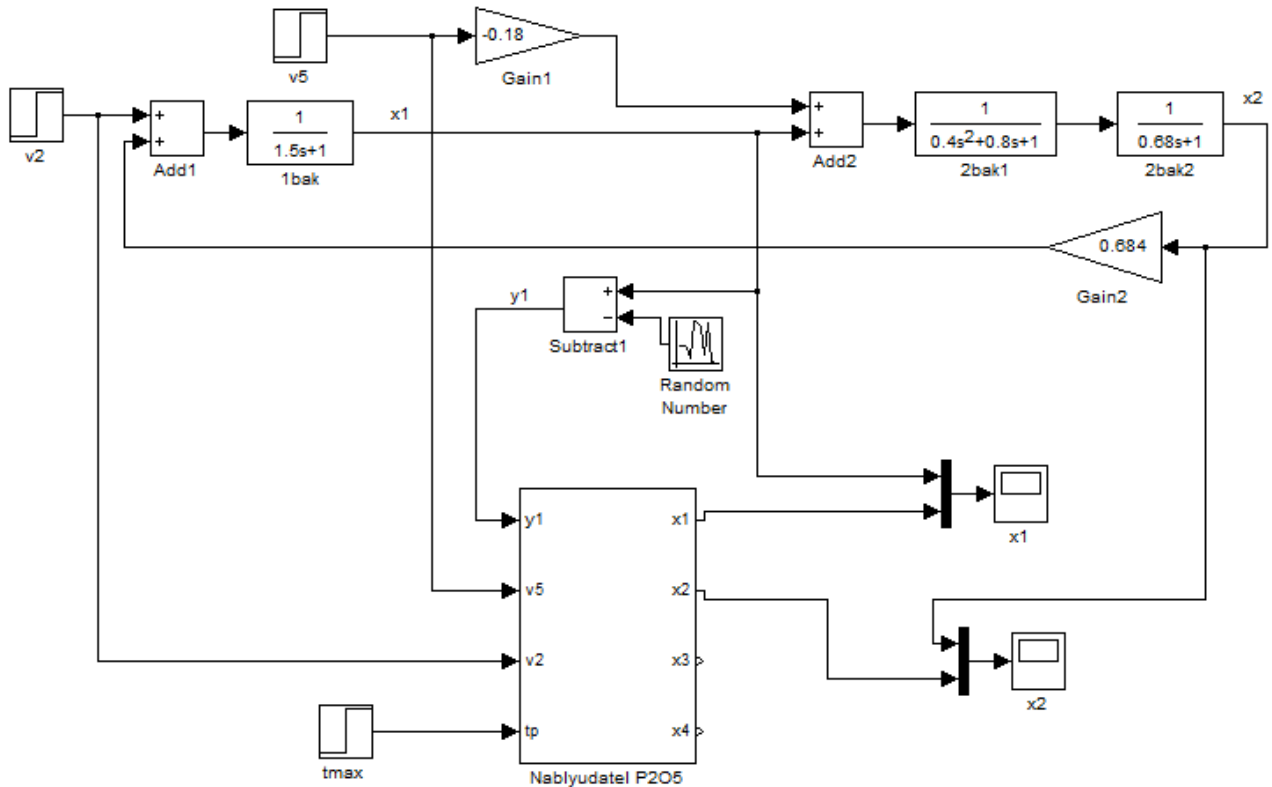


Рисунок 3.9 - Модель канала формирования концентрации P_2O_5 и непрерывно-дискретный наблюдатель состояния в Simulink Matlab

Максимально возможная длительность переходного процесса наблюдателя t_{MAX} также получена путем многократного моделирования и составляет 6 часов, т.е. 3 измерения через каждые 2 часа. Результаты моделирования работы полученного наблюдателя приведены на рисунке 3.10.

Результаты лабораторных измерений y_i в моменты времени 2, 4 и 6 часа позволили непрерывно-дискретному наблюдателю скорректировать значение оценки $\hat{x}_1$ и приблизить ее значение к истинному значению оцениваемой координаты x_1 . В дальнейшем небольшие отклонения в движении наблюдателя вызваны наличием погрешностей в результатах лабораторного анализа.

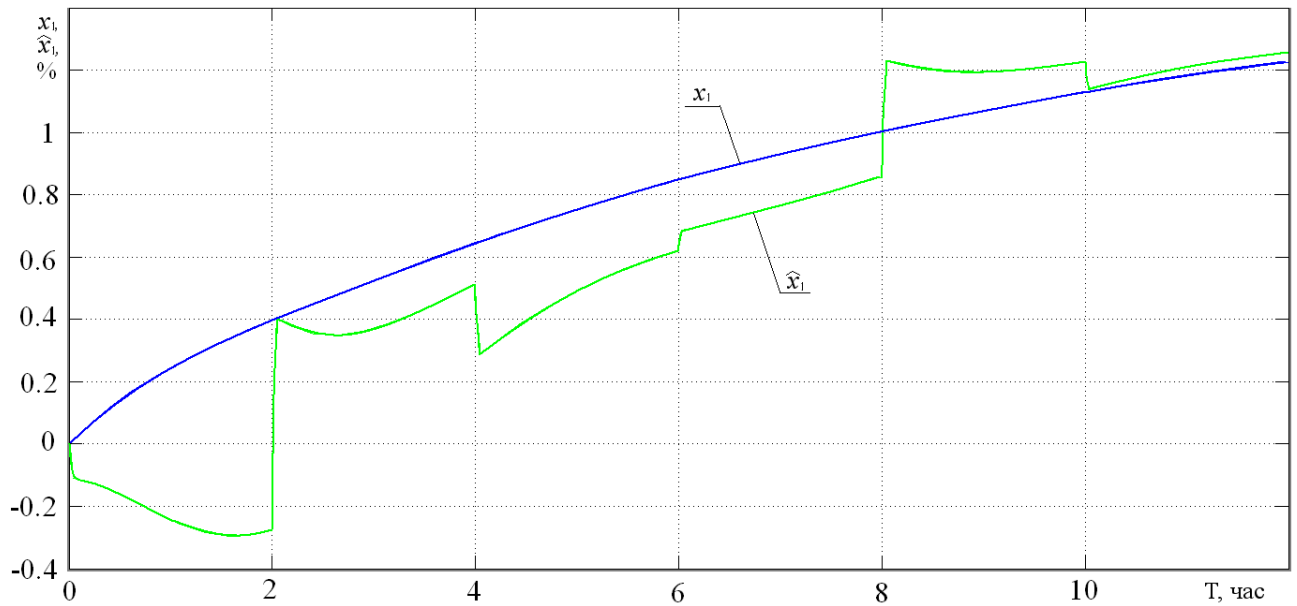
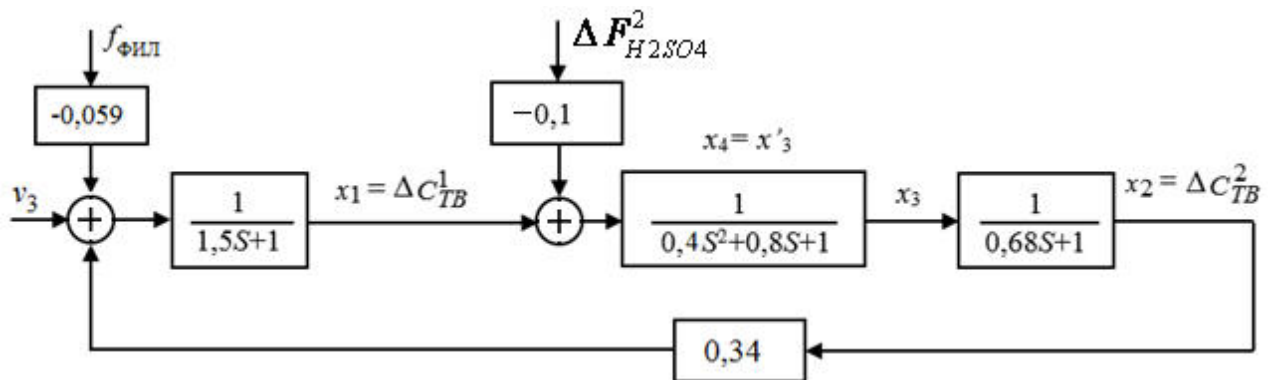


Рисунок 3.10 - Графики изменения координаты объекта x_1 (ΔC^1_{P2O5}) и ее оценки $\hat{x}_1$, формируемой наблюдателем

3.5.3 Наблюдатель канала формирования концентрации твердого вещества

Структурная схема линеаризованной модели канала формирования концентрации твердого вещества приведена на рисунке 3.11.



ΔC^1_{TB} – концентрации твердого вещества в жидкой фазе пульпы 1-го реактора; $v_3 = 0,165\Delta F^1_{H2SO4} - 0,059\Delta F_{\text{ФИЛ}} - 0,092\Delta F_{\text{ПРОМ}} + 0,125\Delta F_{\text{ПРОД}}$ – управляющее воздействие в первый реактор; ΔF^2_{H2SO4} – управляющее воздействие во второй реактор; $f_{\text{ФИЛ}}$ – эквивалентное возмущение по расходу пульпы на фильтр.

Рисунок 3.11 - Структурная схема линеаризованной модели канала формирования концентрации твердого вещества

Постоянные времени динамических звеньев структурной схемы приведены также в часах. Управляющие воздействия v_3 и $\Delta F^2_{H_2SO_4}$ измеряются непрерывно, а значение концентрации твердого вещества в пульпе измеряется только в первом реакторе через каждые 2 часа ($T_{И} = 2$ час).

Примем выход системы $\Delta C^1_{TB}(y_1)$ за координату x_1 и получим описание модели канала в пространстве состояний

$$\begin{cases} x'_1 = -0,667x_1 + 0,227x_2 + 0,667v_3 - 0,039f_{ФИЛ}; \\ x'_2 = -1,47x_2 + 1,47x_3; \\ x'_3 = x_4; \\ x'_4 = -2,5x_3 - 2x_4 + 2,5x_1 + 0,25v_5; \end{cases} \quad (3.32)$$

$$y_1 = x_1.$$

Матрицы А, В, С и D динамической системы имеют вид

$$A = \begin{bmatrix} -0,67 & 0,23 & 0 & 0 \\ 0 & -1,47 & 1,47 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 2,5 & 0 & -2,5 & -2 \end{bmatrix}, \quad B = \begin{bmatrix} 0,67 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0,25 \end{bmatrix}, \quad C = [1 \ 0 \ 0 \ 0],$$

$$D = \begin{bmatrix} -0,039 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}.$$

Матрица управляемости W для системы уравнений (3.32) примет вид

$$W = [B \ A \cdot B \ A^2 \cdot B \ A^3 \cdot B] =$$

$$= \begin{bmatrix} 0,667 & 0 & -0,445 & 0 & 0,297 & 0 & -0,198 & 0,083 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0,367 & 2,45 & -1,27 \\ 0 & 0 & 0 & 0,25 & 1,668 & -0,5 & -4,45 & 0,375 \\ 0 & 0,25 & 1,668 & -0,5 & -4,45 & 0,375 & 5,47 & 0,5 \end{bmatrix}$$

$\text{Rank}(W)=4=n$ – условие управляемости выполнено, значит система управляема.

В число координат состояния наблюдателя по данному каналу включим дополнительную координату $x_5 = \hat{f}$, представляющую собой оценку

низкочастотного тренда возмущения $f_{\text{Фил}}$. Тогда модель наблюдателя будет описываться следующей системой уравнений:

$$\begin{cases} \hat{x}'_1 = -0,667\hat{x}_1 + 0,227\hat{x}_2 + 0,667v_3 - 0,039\hat{x}_5 + k_1\Delta y_1; \\ \hat{x}'_2 = -1,47\hat{x}_2 + 1,47\hat{x}_3 + k_2\Delta y_1; \\ \hat{x}'_3 = \hat{x}_4 + k_3\Delta y_1; \\ \hat{x}'_4 = -2,5\hat{x}_3 - 2\hat{x}_4 + 2,5\hat{x}_1 + 0,25v_5 + k_4\Delta y_1; \\ \hat{x}'_5 = k_5\Delta y_1; \end{cases} \quad (3.33)$$

$$y_1 = x_1.$$

Матрицы наблюдателя соответственно имеют вид

$$A_H = \begin{bmatrix} -0,67 & 0,23 & 0,67 & 0 & -0,039 \\ 0 & -1,47 & 1,47 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 2,5 & 0 & -2,5 & -2 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}, \quad B_H = \begin{bmatrix} 0,67 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0,25 \\ 0 & 0 \end{bmatrix},$$

$$C_H = [1 \ 0 \ 0 \ 0 \ 0], \quad K = \begin{bmatrix} k_1 \\ k_2 \\ k_3 \\ k_4 \\ k_5 \end{bmatrix}.$$

Получим матрицу наблюдаемости M для системы уравнений (3.32)

$$M = \begin{bmatrix} C_H \\ C_H \cdot A_H \\ C_H \cdot A_H^2 \\ C_H \cdot A_H^3 \\ C_H \cdot A_H^4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -0,667 & 0,227 & 0 & 0 & -0,053 \\ 0,445 & -0,485 & 0,334 & 0 & 0,035 \\ -0,296 & 0,814 & -0,713 & 0,333 & -0,023 \\ 1,032 & -1,264 & 0,362 & -1,38 & 0,015 \end{bmatrix}$$

Ранг матрицы M равен 5, условие выполнено - система наблюдаема.

Характеристическое уравнение для наблюдателя с непрерывным измерением рассогласований $\Delta y_1(t)$

$$\begin{aligned}
& S^5 + (4,13 + k_1)S^4 + (3,47k_1 + 0,227k_2 - 0,053k_5 + 7,75)S^3 + \\
& + (5,44k_1 + 0,454k_2 + 0,33k_3 - 0,183k_5 + 7,3)S^2 + (3,53k_1 + 0,57k_2 + \\
& + 0,667k_3 + 0,33k_4 - 0,288k_5 + 1,62)S - 0,195k_5 = 0
\end{aligned} \tag{3.34}$$

Матрица коррекции $K_{п.п.}$ с коэффициентами, обеспечивающими быстрый

переходный процесс, имеет вид $K_{п.п.} = \begin{bmatrix} 1 \\ 0,6 \\ 0,6 \\ 0,5 \\ -15 \end{bmatrix}$.

При данных коэффициентах характеристическое уравнение (3.34) примет вид

$$S^5 + 5,137S^4 + 12,16S^3 + 15,97S^2 + 10,52S + 2,92 = 0, \tag{3.35}$$

Его корни равны $s_{1,2} = -1,0269 \pm j1,3701$, $s_3 = -1,7644$, $s_{4,5} = -0,6594 \pm j0,3605$ и находятся слева от мнимой оси комплексной плоскости - выбранные коэффициенты обеспечивают устойчивость непрерывного наблюдателя.

При длительности импульса коррекции $\tau = 0,02$ часа, периоде дискретности $T_{и}=2$ часа и коэффициенте усиления $\lambda = 50$ получим дискретную передаточную функцию замкнутой части наблюдателя:

$$W_{зам}(Z) = \frac{0,5Z^5 + 0,0199Z^4 - 0,01037Z^3 - 0,0016Z^2 - 0,00009Z}{1,5Z^5 - 1,3042Z^4 + 0,2059Z^3 + 0,0997Z^2 + 0,0066Z - 0,003} \tag{3.36}$$

Характеристический полином передаточной функции замкнутой системы (3.36) $1,5Z^5 - 1,3042Z^4 + 0,2059Z^3 + 0,0997Z^2 + 0,0066Z - 0,003$ имеет корни $z_{1,2} = 0,5431 \pm j0,2591$, $z_{3,4} = -0,1221 \pm j0,049$, $z_5 = 0,0272$, которые располагаются в окружности единичного радиуса – импульсная система при выбранных коэффициентах коррекции k_i и коэффициенте усиления λ устойчива.

Значения коэффициентов матрицы коррекции $K_{y.p.}$ для установившегося

режима выбраны следующими $K_{y.p.} = \begin{bmatrix} 0,1 \\ 0,1 \\ 0,1 \\ 0,2 \\ -4 \end{bmatrix}$.

Характеристическое уравнение (3.34) при данных коэффициентах имеет вид

$$S^5 + 4,237S^4 + 8,336S^3 + 8,66S^2 + 3,328S + 0,779 = 0. \quad (3.37)$$

Его корни $s_{1,2} = -1,0038 \pm j1,3751$, $s_3 = -1,7722$, $s_{4,5} = -0,2286 \pm j0,3153$

обеспечивают сходимость оценок к истинным значениям координат.

При длительности импульса коррекции $\tau = 0,02$ часа, периоде дискретности $T_{и}=2$ часа и коэффициенте усиления $\lambda = 50$ получим дискретную передаточную функцию замкнутой части наблюдателя:

$$W_{зам}(Z) = \frac{0,005 Z^5 + 0,085 Z^4 + 0,003 Z^3 - 0,003 Z^2 - 0,0002 Z}{1,05 Z^5 - 1,2396 Z^4 + 0,2193 Z^3 + 0,0993 Z^2 + 0,0065 Z - 0,0003} \quad (3.38)$$

Характеристический полином передаточной функции замкнутой системы (3.38) $1,05Z^5 - 1,2396Z^4 + 0,2193Z^3 + 0,0993Z^2 + 0,0065Z - 0,0003=0$ имеет корни $z_{1,2} = 0,6997 \pm j0,1213$, $z_{3,4} = -0,1231 \pm j0,0499$, $z_5 = 0,0273$, которые располагаются в окружности единичного радиуса, что свидетельствует об устойчивости переходных процессов наблюдателя при выбранных коэффициентах коррекции k_i и коэффициенте усиления λ .

На рисунке 3.12 приведены построенные в графической среде Simulink пакета Matlab модель канала формирования твердого вещества и непрерывно-дискретный наблюдатель.

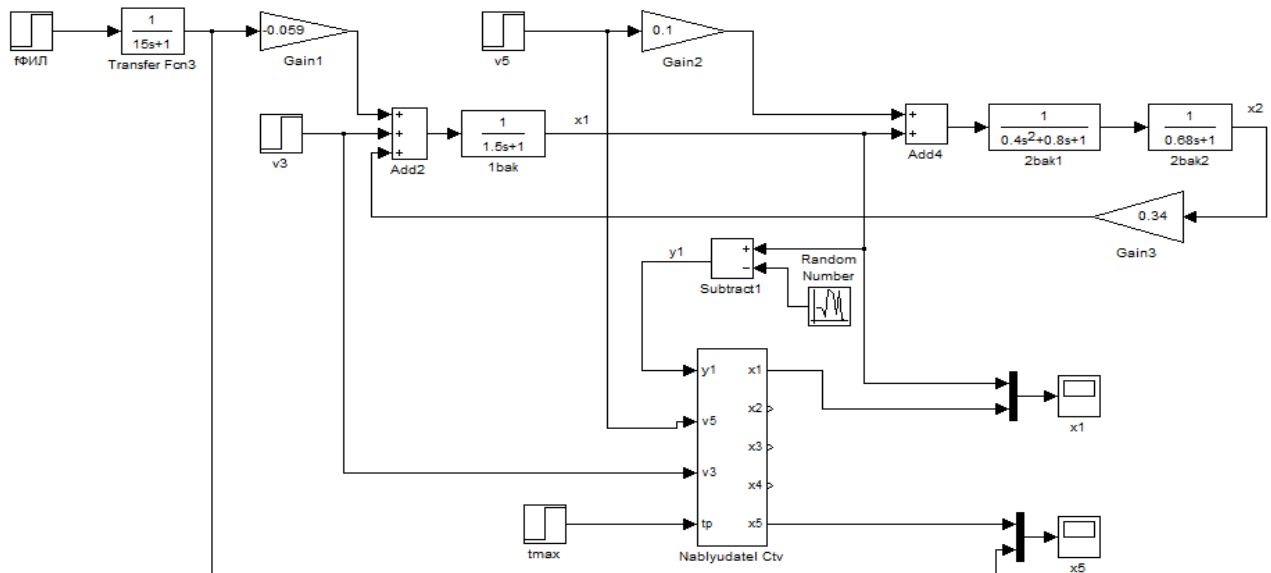


Рисунок 3.12 - Модель канала формирования концентрации твердого вещества и непрерывно-дискретный наблюдатель состояния в Simulink Matlab

На входе канала моделируется медленно растущее возмущающее воздействие $f_{ФИЛ}$ с помощью апериодического звена 1-го порядка с высоким значением постоянной времени. Временем переключения t_{II} матриц в наблюдателе согласно результатам многочисленного моделирования установлено значение, равное 6 часам.

Результаты моделирования работы полученного наблюдателя по основным координатам приведены на рисунках 3.13, 3.14.

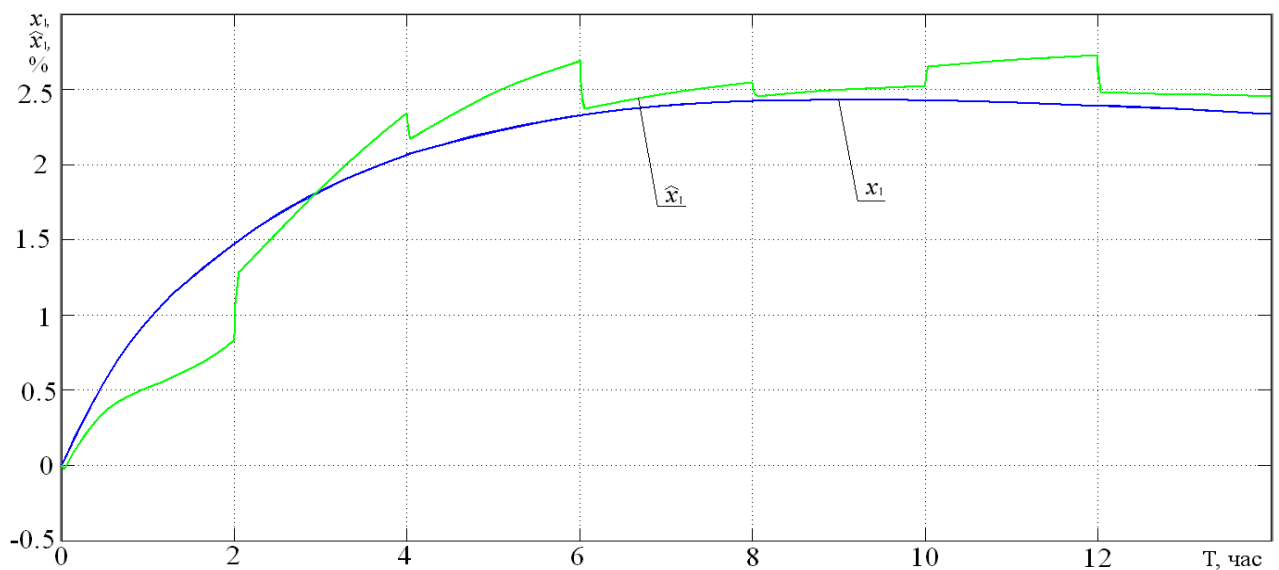


Рисунок 3.13 - Графики изменения координаты x_1 ($\Delta C^1_{ТВ}$) и ее оценки $\hat{x}_1$, формируемой наблюдателем

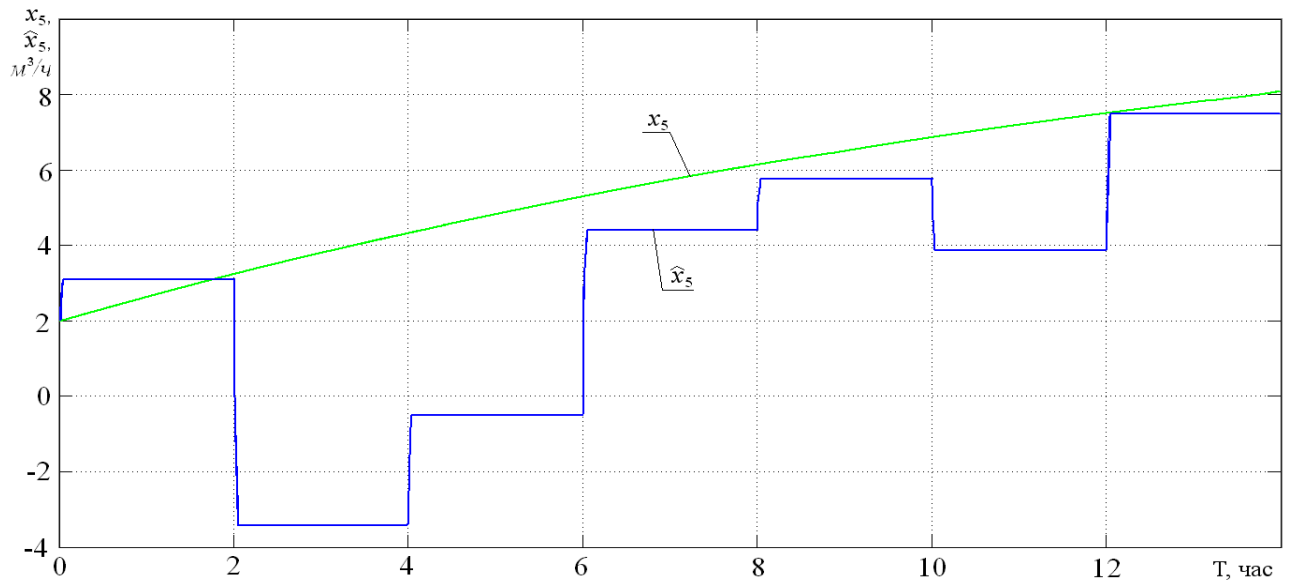


Рисунок 3.14 - Графики изменения координаты x_5 ($f_{\text{Фил}}$) и ее оценки $\hat{x}_5$, формируемой наблюдателем

Результаты лабораторного анализа всего одного выхода канала y_1 , полученные в моменты времени 2, 4 и 6 часа позволили непрерывно-дискретному наблюдателю скорректировать значения оценки $\hat{x}_1$ концентрации твердого вещества, а также значение оценки $\hat{x}_5$ входного возмущения, которые вышли на истинные траектории оцениваемых координат x_1 , x_5 . В дальнейшем небольшие отклонения в движении наблюдателя вызваны наличием погрешностей в результатах лабораторного анализа.

Таким образом, для каждого из локальных каналов формирования концентрационных характеристик пульпы разработаны непрерывно-дискретные наблюдатели состояния, которые позволяют осуществлять непрерывную оценку всех координат состояния $X(t)$ и низкочастотного тренда входного возмущения $f_{\text{Фил}}$ по результатам непрерывного измерения входов $V(t)$ и дискретного измерения выходов $Y(t)$. Период $T_{\text{и}}$ дискретности измерений может быть соизмерим с постоянными времени звеньев системы, при этом не требуется строгого постоянства $T_{\text{и}}$. Оценки непрерывно-дискретного наблюдателя позволяют своевременно выявить отклонения от регламентного режима и скорректировать движение системы. Непрерывная информация о полном векторе координат

состояния рассматриваемых каналов позволяет использовать при синтезе контуров управления регуляторы состояния, а также непрерывные ПИД-регуляторы.

3.5.4 Наблюдатель канала формирования уровня пульпы в экстракторе

Структурная схема линейной модели канала формирования уровня пульпы H в экстракторе приведена на рисунке 3.15.

Постоянные времени динамических звеньев структурной схемы приведены в часах. Управляющее воздействие v_4 , а также выход канала ΔH измеряются непрерывно. В качестве входного возмущающего воздействия по данному каналу рассматривается эквивалентное возмущение по расходу раствора разбавления F_{PP} .



ΔH – отклонение уровня пульпы в экстракторе от номинального значения;

$v_4 = \Delta F^1_{H_2SO_4} - \Delta F_{ПРОД} + \Delta F_{ПРОМ} - \Delta F_{ФИЛ}$ – управляющее воздействие в первый реактор; f_{PP} – эквивалентное возмущение по расходу раствора разбавления.

Рисунок 3.15 - Структурная схема канала формирования уровня пульпы H в экстракторе

Данный расход измеряется непрерывно соответствующим расходомером, однако чувствительный элемент последнего подвержен зарастанию инкрустированными осадками, поэтому показания прибора измерения, спустя некоторое время после чистки агрегатов, содержат медленно растущую с течением времени помеху. Отклонение F_{PP} относительно значения в номинальном режиме не является самостоятельным управляющим воздействием при управлении процессом экстракции, однако на его значение в большей степени опираются операторы технологического процесса при выработке решений по изменению остальных расходов материальных потоков. Контроль истинного значения расхода раствора

разбавления F_{pp} существенно упростит операторам ТП задачу управления процессом, исключив ложную составляющую показаний расходомера.

Для оценки текущих значений координат состояния канала X , а также входного возмущения f_{pp} , разработаем непрерывный наблюдатель состояния динамической системы.

Передаточная функция по каналу $v_4 \rightarrow \Delta H$ имеет вид

$$W_{v_4 \rightarrow \Delta H}(S) = \frac{-1}{0,46S^2 + 251S}. \quad (3.39)$$

Примем выход передаточной функции (3.39) за координату x_1 , скорость его изменения – за координату x_2 , и получим описание модели канала в пространстве состояний

$$\begin{cases} x'_1 = x_2; \\ x'_2 = -6,25x_2 - 0,0249v_4 - 0,0249f_{pp}; \\ y_1 = x_1. \end{cases} \quad (3.40)$$

Матрицы A , B , C и D динамической системы имеют вид $A = \begin{bmatrix} 0 & 1 \\ 0 & -6,25 \end{bmatrix}$,

$$B = \begin{bmatrix} 0 \\ -0,0249 \end{bmatrix}, C = [1 \ 0], D = \begin{bmatrix} -0,0249 \\ 0 \end{bmatrix}.$$

Матрица управляемости W для системы уравнений (3.40) примет вид

$$W = [B \ A \cdot B] = \begin{bmatrix} 0 & -0,0249 \\ -0,0249 & 0,155 \end{bmatrix}.$$

$\text{Rank}(W)=2=n$ – условие управляемости выполнено, значит система управляема.

В число координат состояния наблюдателя по данному каналу включим дополнительную координату $x_3 = \hat{f}_{pp}$, представляющую собой непрерывную оценку низкочастотного тренда возмущения f_{pp} . Модель наблюдателя будет описываться следующей системой уравнений:

$$\begin{cases} \hat{x}'_1 = \hat{x}_2 + k_1 \Delta y_1; \\ \hat{x}'_2 = -6,25 \hat{x}_2 - 0,0249 v_4 - 0,0249 \hat{x}_3 + k_2 \Delta y_1; \\ \hat{x}'_3 = k_3 \Delta y_1; \end{cases} \quad (3.41)$$

$$y_1 = x_1.$$

Матрицы наблюдателя соответственно имеют вид

$$A_H = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 \\ 0 & -6,25 & -0,0249 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}, \quad B_H = \begin{bmatrix} 0 \\ -0,0249 \\ 0 \end{bmatrix}, \quad C_H = [1 \quad 0 \quad 0], \quad K = \begin{bmatrix} k_1 \\ k_2 \\ k_3 \end{bmatrix}.$$

Матрица наблюдаемости М для системы уравнений (3.41) имеет вид

$$M = \begin{bmatrix} C_H \\ C_H \cdot A_H \\ C_H \cdot A_H^2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & -6,25 & -0,0249 \end{bmatrix}$$

Ранг матрицы М равен 3, условие выполнено - система наблюдаема.

Характеристическое уравнение для наблюдателя с непрерывным измерением рассогласования $\Delta y_1(t)$ имеет вид

$$S^3 + (6,25 + k_1)S^2 + (6,25k_1 + k_2)S + 0,0249k_3 = 0. \quad (3.42)$$

Непрерывный вид наблюдателя состояния в отличие от непрерывно-дискретного позволяет при настройке коэффициентов матрицы коррекции установить необходимое время переходных процессов путем расположения корней характеристического уравнения наблюдателя на заданном расстоянии от мнимой оси комплексной плоскости.

Характеристический полином системы 3-го порядка, корни λ которого равны -3, имеет вид

$$S^3 + 9S^2 + 27S + 27k_3 = 0. \quad (3.43)$$

Ориентировочно время выхода оценок наблюдателя на истинные траектории оцениваемых координат объекта оценивается по формуле

$$t_{\Pi} = -3 / \lambda \quad (3.44)$$

При $\lambda = -3$ время переходного процесса составляет 1 час.

Приравнявая коэффициенты в уравнениях (3.42) и (3.43) при одинаковых степенях S , получим значения $k_1=2,75$, $k_2=9,8125$ и $k_3=-1084$.

Результаты моделирования работы полученного наблюдателя по основным координатам приведены на рисунках 3.16, 3.17.

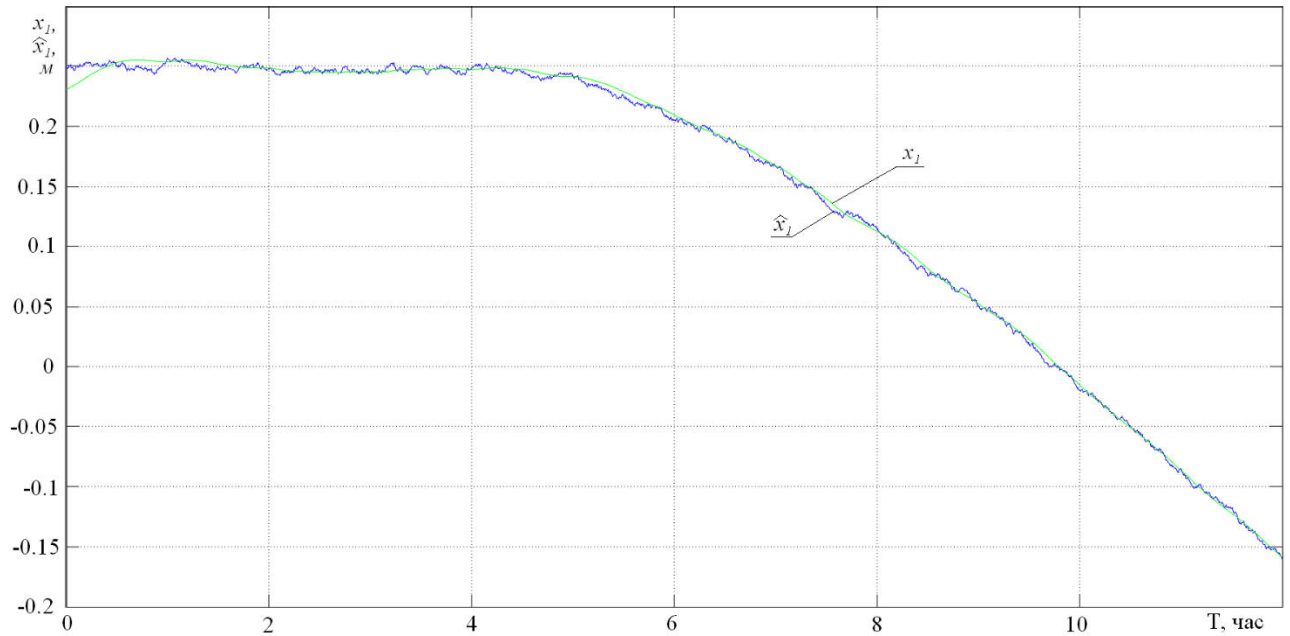


Рисунок 3.16 - Графики изменения координаты x_1 (ДН) и ее оценки $\hat{x}_1$, формируемой наблюдателем

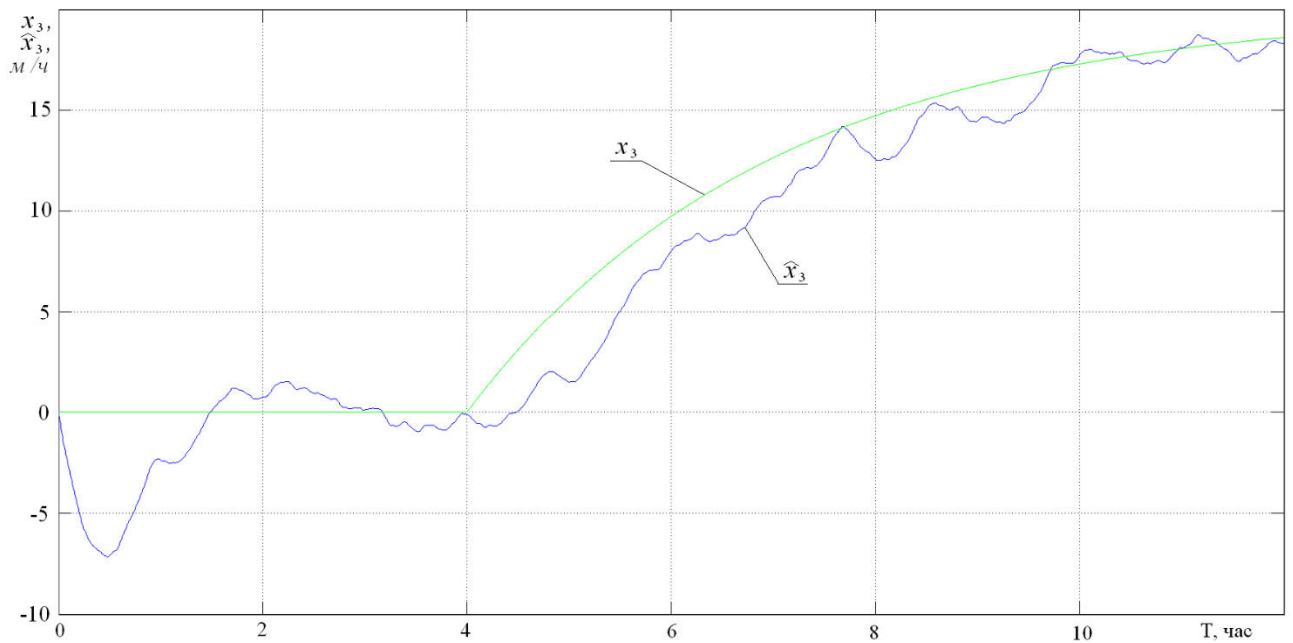


Рисунок 3.17 - Графики изменения координаты x_3 (f_{PP}) и ее оценки $\hat{x}_3$, формируемой наблюдателем

Переходный процесс наблюдателя, заключающийся в сходимости его оценок к истинным значениям оцениваемых координат, продолжается около 1,5 часов. После его окончания траектория движения наблюдателя имеет незначительные отклонения от траектории движения объекта, которые вызваны помехой измерения. Моделируемое на входе канала в момент времени $t=4$ ч медленно растущее возмущающее воздействие f_{PP} оценивается наблюдателем с небольшой временной задержкой и с достаточно высокой точностью.

Оценка состояния объекта, формируемая разработанным наблюдателем состояния, позволяет применить при синтезе контура стабилизации уровня регулятор состояния. Оценка возмущения $\hat{x}_3$ при этом используется для уточнения показания расходомера раствора разбавления F_{PP} .

3.6 Разработка сепаратных контуров стабилизации технологических параметров процесса экстракции фосфорной кислоты

3.6.1 Оценка качества переходных процессов сепаратных контуров

При управлении процессом экстракции фосфорной кислоты система регулирования должна обеспечивать выход ТП из любого возможного начального состояния на регламентный режим и стабилизацию этого режима в условиях действия входных возмущающих воздействий $f(t)$. Начальным этапом синтеза многосвязной системы управления является разработка сепаратных контуров регулирования, которые обеспечивают желаемое поведение замкнутой системы.

При выборе критерия качества переходных процессов J для настройки регуляторов сепаратных контуров необходимо учесть, что технологические параметры процесса не должны изменяться слишком быстро, так как резкое изменение, например, концентрации SO_3 в жидкой фазе пульпы первого бака экстрактора приводит к интенсификации процесса кристаллизации фосфогипса. Формируемые кристаллы оседают на любых твердых частицах и быстро образуют на поверхности зерен апатита малорастворимую корочку, что препятствует его разложению и приводит к неэффективному использованию сырья.

Настройка сепаратных контуров управления технологическими параметрами выполнена с использованием полученных моделей локальных каналов формирования технологических параметров. В качестве критерия качества переходных процессов использовалась обобщенная квадратичная оценка J_{21} , значение которой при настройке регуляторов минимизировалось

$$J_{21} = \int_0^{\infty} [e^2(t) + \tau^2 \cdot \dot{e}^2(t)] dt \rightarrow \min, \quad (3.45)$$

где $e(t)$ – величина рассогласования между желаемым и модельным значением выхода системы;

$\dot{e}(t)$ – скорость ее изменения;

τ – постоянная величина.

Данный критерий накладывает ограничение не только на величину отклонения $e(t)$, но и на скорость ее изменения $\dot{e}(t)$. Постоянная τ определяет вес производной в обобщенной оценке, поэтому ее выбор является существенным. Увеличение τ приводит к повышению времени переходного процесса и отсутствию перерегулирования.

Необходимо учитывать, что данные экспресс-анализа состава пульпы содержат случайные погрешности измерения. Реакция системы управления на эти погрешности вызывает отклонение $e(t)$ стабилизируемых параметров от заданных значений. Поэтому желательно, чтобы после выхода технологического процесса в окрестности регламентного режима система управления имела сравнительно невысокую чувствительность к этим погрешностям.

Для снижения чувствительности системы управления к случайным погрешностям в данных лабораторного анализа в процессе настройки контуров регулирования после выхода технологического процесса в окрестности регламентного режима при отсутствии внешнего возмущения $f(t)$ будем ограничивать максимальное значение модуля рассогласования $|e(t)|$.

$$|e(t)| \leq \Delta_{\max}, \text{ при } f(t) = 0, \quad (3.46)$$

где $\Delta_{\max}$ – максимально допустимое значение.

Ограничение (3.46) должно выполняться в установившемся режиме, когда система удерживает технологические параметры в окрестностях регламентного режима. Настройка регулятора в соответствии с выбранным значением $\Delta_{\max}$ позволяет ограничить чувствительность системы к погрешностям измерения, что одновременно может снизить быстродействие.

Выбор τ для (3.45) и $\Delta_{\max}$ для (3.46) является компромиссным решением между скоростью регулирования и допустимым отклонением $e(t)$.

Используя критерий качества переходных процессов (3.45) и условие (3.46), получим настройки различных регуляторов для сепаратных контуров стабилизации технологических параметров.

3.6.2 Разработка сепаратного контура стабилизации концентрации P_2O_5

3.6.2.1 Сепаратный контур стабилизации на основе непрерывного ПИ-регулятора

подавляющая часть регуляторов в химической промышленности использует ПИД алгоритмы. Разработанный непрерывно-дискретный наблюдатель состояния для канала формирования концентрации P_2O_5 позволяет при синтезе сепаратного контура стабилизации применить непрерывный ПИД-регулятор. Его передаточная функция имеет следующий вид

$$W_p(s) = K_n + \frac{K_u}{s} + K_d \cdot s, \quad (3.47)$$

где K_n , K_u , K_d – коэффициенты пропорциональной, интегральной и дифференциальной составляющих регулятора.

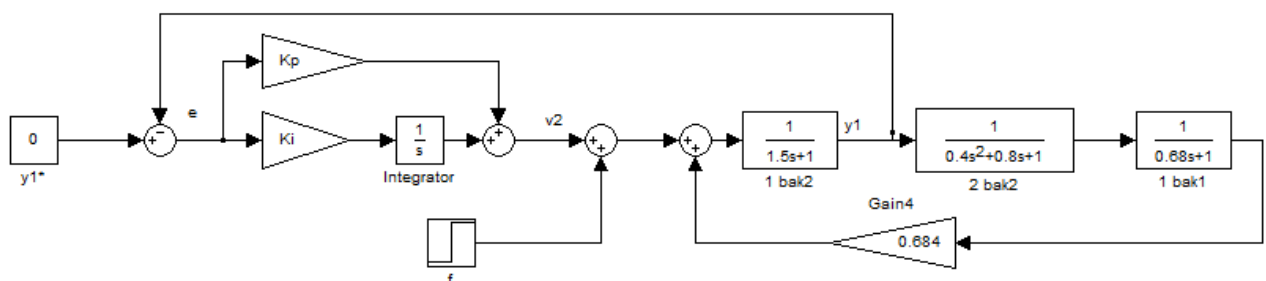
Судя по переходной характеристике объекта, динамика исходной системы 4-го порядка схожа с динамикой апериодического звена 1-го порядка. Для регулирования таких объектов широко используются ПИ-регуляторы [5, 115]. Они позволяют вести процесс без статической ошибки регулирования и обеспечивают достаточное быстродействие.

Передаточная функция ПИ-регулятора имеет следующий вид:

$$W_p(s) = K_n + \frac{K_u}{s}. \quad (3.48)$$

В настоящее время существует огромное множество методов настройки параметров ПИД-регулятора. Некоторые из них пригодны лишь для базовых настроек, которые уточняются в процессе эксплуатации, более сложные используют аналитический подход и позволяют найти значения параметров, которые обеспечивают оптимальные относительно критерия качества переходные процессы в системе регулирования.

Структурная схема САР концентрации P_2O_5 на основе ПИ-регулятора приведена на рисунке 3.18.



y^* – задание, y_1 – выход объекта (концентрация P_2O_5), e – рассогласование между заданием и текущим выходом объекта, v_2 – управляющее воздействие, f – возмущающее воздействие на входе объекта.

Рисунок 3.18 - Структурная схема контура регулирования концентрации P_2O_5 в первом баке экстрактора на основе ПИ-регулятора

Настроим параметры ПИ-регулятора широко применяемым на практике методом незатухающих колебаний Зиглера-Николса, который относится к экспериментальным. Для этого в замкнутой САР создаются незатухающие колебания (система находится на границе устойчивости), определяется критический коэффициент передачи $K_{кр}$, период колебаний $T_{кр}$ и по известным формулам определяются параметры настроек регулятора K_n и K_u .

Формулы для расчета коэффициентов ПИ-регулятора [116] имеют вид

$$K_n = 0,45 \cdot K_{кр}, \quad (3.49)$$

$$K_u = \frac{K_n \cdot 1,2}{T_{кр}}. \quad (3.50)$$

В контуре стабилизации концентрации P_2O_5 , приведенном на рисунке 3.18, наблюдаются незатухающие колебания одинаковой амплитуды ($T_{кр}=4,5$ час) при значении коэффициента пропорциональной составляющей ПИ-регулятора $K_n = K_{кр} = 3,88$.

Подставив в формулы (3.49) и (3.50) полученные значения $T_{кр}$ и $K_{кр}$, вычислим $K_n=1,746$, $K_u=0,466$.

Для вычисления значений заданных критериев определим вес производной $\tau=10$ для критерия (3.45) и значение $\Delta_{\max} = 0,7$ для условия (3.46).

Моделирование переходного процесса в контуре стабилизации при действии на входе объекта единичного ступенчатого возмущающего воздействия $f(t)$ позволило получить значение J_{21} с полученными настройками регулятора, которое составляет 14,52. Величина $e(t)$ при моделировании нормального функционирования объекта при наличии в результатах измерений $y(t)$ погрешностей типа «белого шума», равномерно распределенного в диапазоне от -0,6 до 0,6, не превышает 0,7.

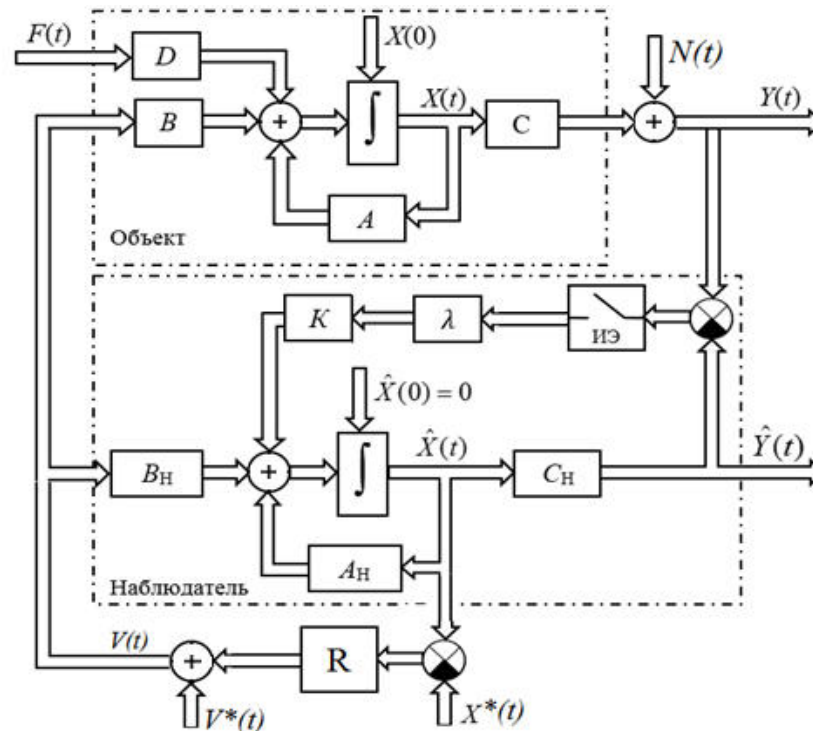
С помощью средства оптимизации параметров системы, входящим в состав среды Simulink пакета Matlab, получены значения коэффициентов ПИ-регулятора ($K_n=2,24$ и $K_u=0,44$), которые при выполнении условия (3.46) при $\Delta_{\max} = 0,7$ снизили интегральную оценку J_{21} до 12,2.

3.6.2.2 Сепаратный контур стабилизации на основе регулятора состояния

С помощью построенного непрерывно-дискретного наблюдателя решается задача непрерывного контроля всех координат состояния объекта $X(t)$. Полная информация о векторе состояния объекта позволяет использовать при синтезе линейной САУ модальное управление, которое обеспечивает требуемые статические и динамические показатели системы. Задача МУ осуществляется с помощью регуляторов состояния и заключается в размещении всех корней (полосов) характеристического полинома замкнутой системы в любые наперед выбранные положения [90]. Необходимо отметить, что САУ, настроенные по

принципу МУ изначально устойчивы, что не требует дополнительных исследований замкнутой системы.

Для канала формирования концентрации P_2O_5 синтезируем сепаратный контур стабилизации на основе регулятора состояния. Схема объекта управления, представленного в пространстве состояния, а также наблюдателя и регулятора состояния приведена на рисунке 3.19.



R – матрица коэффициентов регулятора, $Y^*(t)$ – вектор желаемых значений координат состояния, $V^*(t)$ – вектор значений локальных управляющих воздействий, обеспечивающих в статике значения координат состояния объекта, равные $Y^*(t)$.

Рисунок 3.19 - Структурная схема объекта управления, непрерывно-дискретного наблюдателя и регулятора состояния

Для стационарного объекта с одним входом коэффициенты вектора R регулятора вычисляются с использованием передаточной функция объекта в виде

$$W(s) = (s \cdot I - A)^{-1} \cdot B = \frac{1}{F(s)} \cdot L(s), \quad (3.51)$$

где $L(s)$ – $n \times 1$ вектор-столбец;

$F(s)$ – характеристический полином объекта;

B – вектор-столбец при управляющем воздействии.

Характеристический полином объекта имеет вид

$$F(s) = \det(s \cdot I - A). \quad (3.52)$$

Вектор коэффициентов усиления регулятора R вычисляется из соотношения

$$R \cdot L(s) = M(s) - F(s), \quad (3.53)$$

где $M(s)$ – стандартная форма «желаемого» характеристического уравнения.

Для систем от 1-го до 8-го порядка достаточно распространены 4 типа «желаемого» вида характеристического полинома:

- биномиальная стандартная форма;
- стандартная форма Баттерворта;
- стандартная форма, обеспечивающая минимум интеграла от квадрата ошибки;
- стандартная форма, обеспечивающая минимум интеграла от произведения абсолютного значения ошибки на время t .

На рисунках 3.20, 3.21 приведены переходные характеристики динамических систем 1-го – 8-го порядков, настроенные на биномиальное распределение корней и распределение Баттерворта.

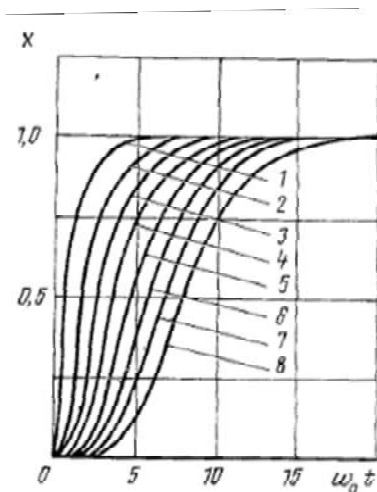


Рисунок 3.20 - Переходные характеристики систем с биномиальной формой характеристического полинома

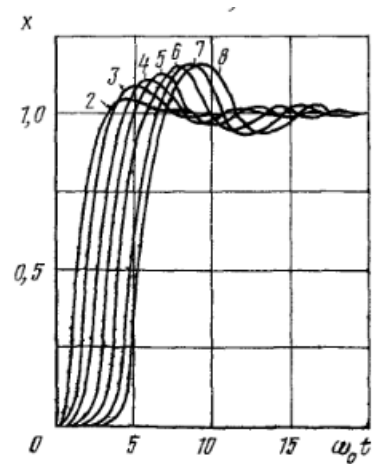


Рисунок 3.21 - Переходные характеристики систем Баттерворта

Анализ показал, что наиболее приемлемый характер переходных процессов для концентрационных характеристик пульпы достигается, если характеристический полином замкнутого контура управления имеет биномиальную стандартную форму. Характеристическое уравнение замкнутой системы 4-го порядка в такой форме имеет вид

$$H(s) = s^4 + 4\omega_0 s^3 + 6\omega_0^2 s^2 + 4\omega_0^3 s + \omega_0^4, \quad (3.54)$$

где ω_0 – параметр, характеризующий быстроту протекания переходного процесса.

Выбрав значение ω_0 и подставив окончательное выражение (3.54) в формулу (3.53), получим коэффициенты регулятора R.

Управляющее воздействие $v_2^*(t)$, которое в установившемся режиме будет поддерживать динамическую систему в желаемом состоянии $Y^*(t)$, определим из модели канала, приведенной на рисунке 3.8.

Для того, чтобы в режиме статики сигнал $x_I(t)$ был равен $y_I^*(t)$, на входе апериодического звена 1-го порядка с коэффициентом усиления $K=1$ необходимо сформировать сигнал, равный $y_I^*(t)$. Таким образом, приходим к соотношению

$$v_2^*(t) + 0,003f(t) + 0,684 y_2^*(t) = y_I^*(t). \quad (3.55)$$

Так как концентрация P_2O_5 во втором баке экстрактора $y_2^*(t)$ в установившемся режиме будет выше величины $y_I^*(t)$ на 0,56% (см. таблицу 2.1), то из соотношения (3.55) получим значение $v_2^*(t)$

$$v_2^*(t) = -0,003f(t) + 0,316 y_I^*(t) - 0,383. \quad (3.56)$$

В качестве значения входного возмущения $f(t)$ используется оценка $f_{\text{Фил}}(t)$, формируемая непрерывно-дискретным наблюдателем концентрации твердого вещества.

Передаточная функция по каналу $v_2(t) \rightarrow X(t)$ согласно уравнению (3.51) имеет вид

$$W(s) = \frac{1}{s^4 + 4,14 \cdot s^3 + 7,75 \cdot s^2 + 7,3 \cdot s + 0,78} \cdot \begin{bmatrix} 0,67 \cdot s^3 + 2,32 \cdot s^2 + 3,63 \cdot s + 2,45 \\ 2,45 \\ 1,67 \cdot s + 2,45 \\ 1,67 \cdot s^2 + 2,45 \cdot s \end{bmatrix} \quad (3.57)$$

Подставляя $L(s)$ и $F(s)$ из выражения (3.57) в соотношение (3.53), получим для регулятора состояния концентрации P_2O_5 следующие значения коэффициентов вектора R : $r_1=2,79$, $r_2=0,68$, $r_3=-1,73$, $r_4=-0,43$.

Данные коэффициенты получены при равенстве всех корней характеристического полинома замкнутой системы величине $-1,5$ ($\omega_0=1,5$ в выражении (3.54) для вычисления $M(s)$). При этом достигается значение критерия (3.45) $J_{21}=8,9$ при соблюдении условия (3.56) при $\Delta_{\max} = 0,7$.

3.6.2.3 Сравнительный анализ работы САР с типовыми ПИ-регуляторами и регулятором состояния

Выше рассмотрен синтез сепаратных контуров стабилизации концентрации P_2O_5 на основе непрерывного ПИ-регулятора и на основе регулятора состояния. В обоих случаях неотъемлемой составляющей является непрерывно-дискретный наблюдатель, формирующий оценки координат состояния объекта. Настройки ПИ-регулятора получены методом непрерывных затуханий Зиглера-Николса и оптимизированы средствами ПО Matlab. Замкнутая система стабилизации с использованием РС настроена по принципу модального управления и имеет характеристический полином, приведенный к стандартной биномиальной форме. Кроме того, для локальных каналов формирования концентрационных характеристик пульпы настроен дискретный ПИД регулятор с периодом дискретности, равным 2 часа.

Для разработанных контуров стабилизации обеспечивается выполнение ограничения (3.46), предъявляемого к синтезируемой системе, однако функционал (3.45) в САР с РС является наименьшим.

Для сравнительного анализа использованы модели замкнутых систем автоматического регулирования, полученные в графической среде моделирования Simulink пакета Matlab. Графики переходных процессов в САР с рассмотренными регуляторами в режиме нормального функционирования объекта при условии отсутствия входных возмущений $f(t)$ и наличии погрешностей лабораторного

анализа $n(t)$, генерируемых датчиком случайных чисел в диапазоне $[-0,6; 0,6]$, приведены на рисунке 3.22.

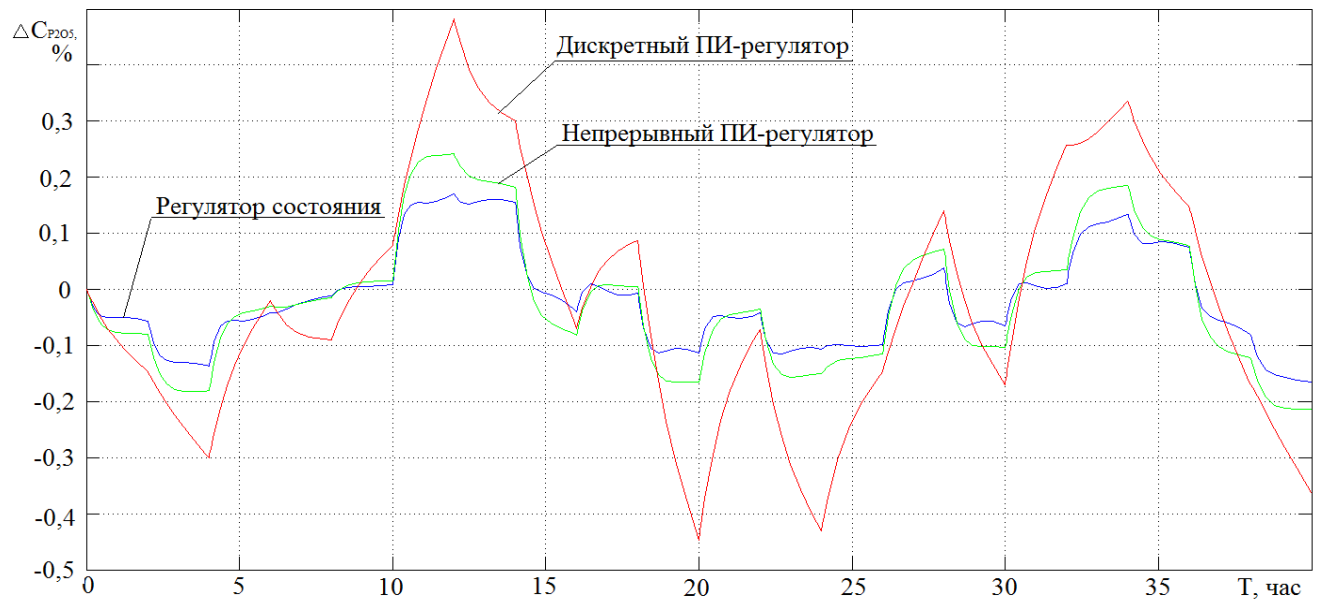


Рисунок 3.22 - Графики функционирования САР с разработанными регуляторами в условиях наличия погрешностей измерений $n(t)$

На последовательностях полученных данных выполнена оценка разброса стабилизируемых величин относительно их математического ожидания. Результаты проведенного сравнительного анализа приведены в таблице 3.3.

Таблица 3.3 – Результаты сравнительного анализа функционирования сепаратных контуров управления

Регулятор	Метод настройки	Дисперсия D_i выходных величин					J_{21}
		C^1_{so3}	C^2_{so3}	C^1_{p205}	C^1_{TB}	H	
Регулятор состояния	Модальное управление	2,04	2,02	0,31	0,25	0,023	4,4-8,9
Непрерывный ПИ-регулятор	Зиглера-Николса, средства ПО Matlab	2,47	2,53	0,34	0,27	0,023	6,0-19,7
Дискретный ПИ-регулятор	Зиглера-Николса, средства ПО Matlab	4,1	3,92	0,35	0,36	0,034	11,2 – 23,2

Анализ функционирования контуров автоматической стабилизации с типовыми промышленными ПИ-регуляторами и регуляторами состояния, разработанными для локальных каналов формирования технологических параметров процесса экстракции, позволяет однозначно выделить преимущества

замкнутых систем на основе РС. Переходные процессы в них обладают высоким быстродействием, меньшей чувствительностью к погрешностям лабораторного анализа $p(t)$ и меньшей ошибкой регулирования.

3.6.3 Сепаратный контур стабилизации концентрации твердого вещества на основе регулятора состояния

Непрерывно-дискретный наблюдатель состояния, разработанный для канала формирования концентрации твердого вещества $C_{ТВ}$ в пульпе, позволяет формировать непрерывную оценку $\hat{X}(t)$ состояния канала, а также оценивать входное возмущающее воздействие по расходу пульпы на фильтр $f_{ФИЛ}(t)$. Информация о входном возмущении используется регуляторами состояния в сепаратных контурах стабилизации концентрации P_2O_5 и SO_3 .

Синтез сепаратного контура стабилизации $C_{ТВ}$ выполним на основе регулятора состояния. Структурная схема данного контура аналогична схеме, приведенной на рисунке 3.19.

Управляющее воздействие $v_3^*(t)$, которое в установившемся режиме будет поддерживать динамическую систему в желаемом состоянии $Y^*(t)$, имеет вид

$$v_3^*(t) = -0,059f(t) + 0,66 y_I^*(t) - 0,289. \quad (3.58)$$

Передаточная функция по каналу $v_3(t) \rightarrow X(t)$ имеет вид

$$W(s) = \frac{1}{s^4 + 4,14 \cdot s^3 + 7,77 \cdot s^2 + 5,65 \cdot s - 0,85} \cdot \begin{bmatrix} 0,67 \cdot s^3 + 2,31 \cdot s^2 + 3,63 \cdot s + 2,45 \\ 2,45 \\ 1,67 \cdot s + 2,45 \\ 1,67 \cdot s^2 + 2,45 \cdot s \\ 0 \end{bmatrix} \quad (3.59)$$

Коэффициенты регулятора получим из соотношения (3.53), принимая в качестве желаемого вида характеристического полинома $M(s)$ биномиальную стандартную форму. При равенстве всех корней характеристического полинома значению -2 ($\omega_0=2$ в выражении (3.54) для вычисления $M(s)$) коэффициенты вектора R принимают значения: $r_1=5,79$, $r_2=0,37$, $r_3=0,72$, $r_4=1,69$.

Полученные значения коэффициентов регулятора для сепаратного контура стабилизации концентрации твердого вещества обеспечивают необходимое качество регулирования. График стабилизации $C_{ТВ}$ изображен на рисунке 3.23.

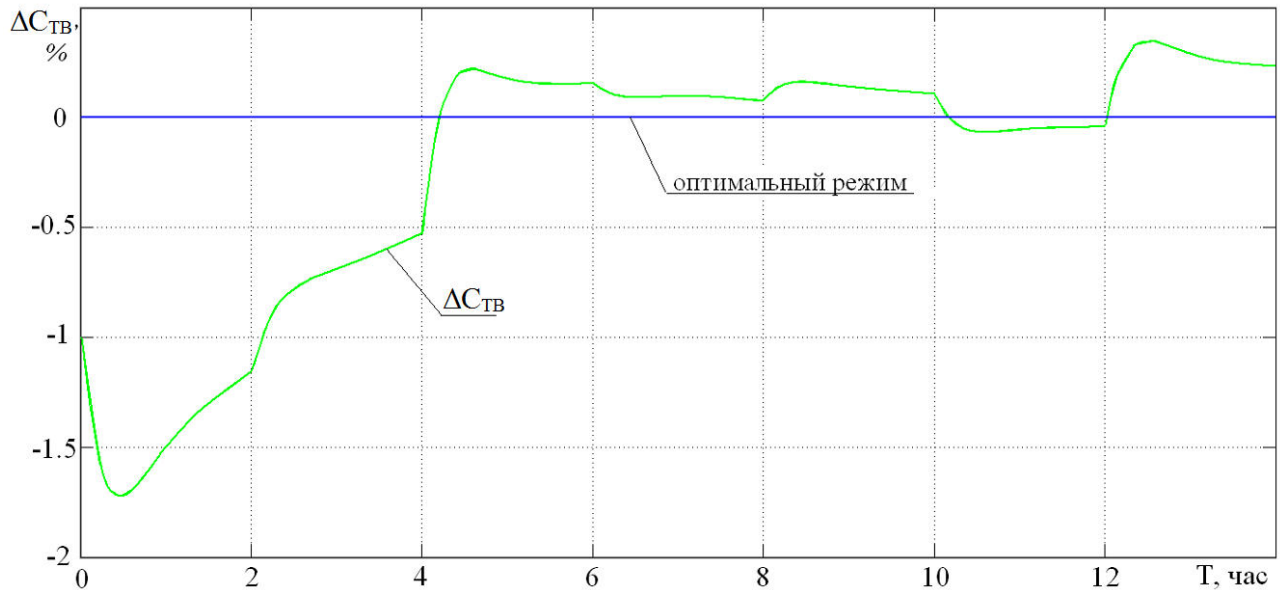


Рисунок 3.23 - График стабилизации концентрации твердого вещества в жидкой фазе пульпы

Критерий (3.45) принимает значение $J_{21}=6,5$ при соблюдении условия (3.46) при $\Delta_{\max} = 0,6$. Стабилизация регламентного значения концентрации твердого вещества моделировалась из ненулевого начального состояния процесса. В течение 4-х часов регулируемая величина приблизилась к значению номинального режима. Дальнейшие отклонения $C_{ТВ}$ вызваны погрешностями лабораторного анализа, которые влияют на оценки непрерывно-дискретного наблюдателя.

3.6.4 Сепаратный контур стабилизации концентрации SO_3 на основе регулятора состояния

Сепаратный контур стабилизации концентрации SO_3 в отличие от рассмотренных выше имеет два управляющих воздействия $v_1(t)$ и $\Delta F^2_{H_2SO_4}(t)$ и два управляемых выхода $y_1(t)$ и $y_2(t)$. Поэтому САР для данного канала будет содержать два регулятора состояния, первый из которых будет вырабатывать локальное управляющее воздействие $v_1(t)$ для стабилизации выхода $y_1(t)$, а второй — управляющее воздействие $\Delta F^2_{H_2SO_4}(t)$ для стабилизации выхода $y_2(t)$.

Разработанный непрерывно-дискретный наблюдатель состояния позволяет непрерывно оценивать состояние объекта, информацию о котором используют регуляторы состояния. На входе объекта действует возмущающее воздействие $f_{\text{Фил}}$, которое оценивается наблюдателем состояния канала формирования твердого вещества.

Желаемые управляющие воздействия $v_1^*(t)$ и $\Delta F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^*(t)$, которые в установившемся режиме будут поддерживать выходы канала $y_1(t)$ и $y_2(t)$ на заданном уровне $y_1^*(t)$ и $y_2^*(t)$, имеют вид

$$v_1^*(t) = y_1^*(t) - 0,682y_2^*(t) - 0,004f(t), \quad (3.60)$$

$$\Delta F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^*(t) = (y_2^*(t) - y_1^*(t))/5,7. \quad (3.61)$$

Передаточная функция по каналу $v_1(t) \rightarrow X(t)$ принимает вид

$$W_1(s) = \frac{1}{s^4 + 4,14 \cdot s^3 + 7,77 \cdot s^2 + 7,32 \cdot s + 0,81} \cdot \begin{bmatrix} 0,67 \cdot s^3 + 2,33 \cdot s^2 + 3,65 \cdot s + 2,47 \\ 2,462 \\ 1,675 \cdot s + 2,462 \\ 1,675 \cdot s^2 + 2,452 \cdot s \end{bmatrix}. \quad (3.62)$$

Передаточная функция по каналу $\Delta F_{\text{H}_2\text{SO}_4}^*(t) \rightarrow X(t)$ имеет вид

$$W_2(s) = \frac{1}{s^4 + 4,14 \cdot s^3 + 7,77 \cdot s^2 + 7,32 \cdot s + 0,81} \cdot \begin{bmatrix} 9,426 \\ 20,95 \cdot s + 14,03 \\ 14,25 \cdot s^2 + 30,495 \cdot s + 14,03 \\ 14,25 \cdot s^3 + 30,495 \cdot s^2 + 14,03 \cdot s \end{bmatrix}. \quad (3.63)$$

Коэффициенты регуляторов сепаратного контура стабилизации концентрации SO_3 в первом и втором баках экстрактора получим, подставляя значения $L(s)$ и $F(s)$ из передаточных функций (3.62) и (3.63) в соотношение (3.53). Примем в качестве желаемого вида характеристического полинома $M(s)$ биномиальную стандартную форму. Коэффициенты вектора $R_1 = (r_{11}, r_{21}, r_{31}, r_{41})$ для регулятора, стабилизирующего концентрацию SO_3 в первом баке экстрактора, вычислим при подстановке значения $\omega_0 = 1$ в характеристический полином $M(s)$, а коэффициенты вектора $R_2 = (r_{12}, r_{22}, r_{32}, r_{42})$ - при подстановке значения $\omega_0 = 2$. Вычисленные значения коэффициентов $r_{11} = -0,21$, $r_{21} = 0,69$, $r_{31} = -0,407$, $r_{41} = -0,764$, $r_{12} = 0,51$, $r_{22} = 0,18$, $r_{32} = 0,56$, $r_{42} = 0,27$.

Полученные значения коэффициентов регуляторов состояния для сепаратного контура стабилизации концентрации SO_3 обеспечивают необходимое качество регулирования. Графики стабилизации концентрации SO_3 в 1-ом и 2-ом баках экстрактора из ненулевого начального состояния объекта изображены на рисунках 3.24 и 3.25 соответственно.

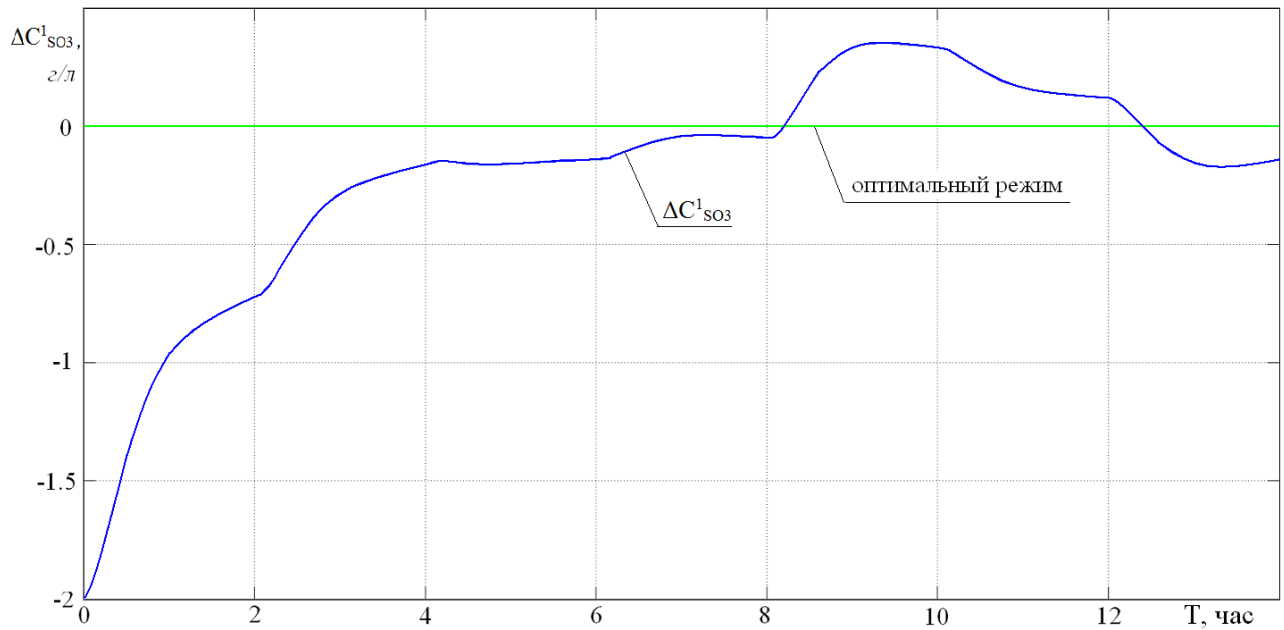


Рисунок 3.24 - График стабилизации концентрации SO_3 в жидкой фазе пульпы 1-го бака экстрактора

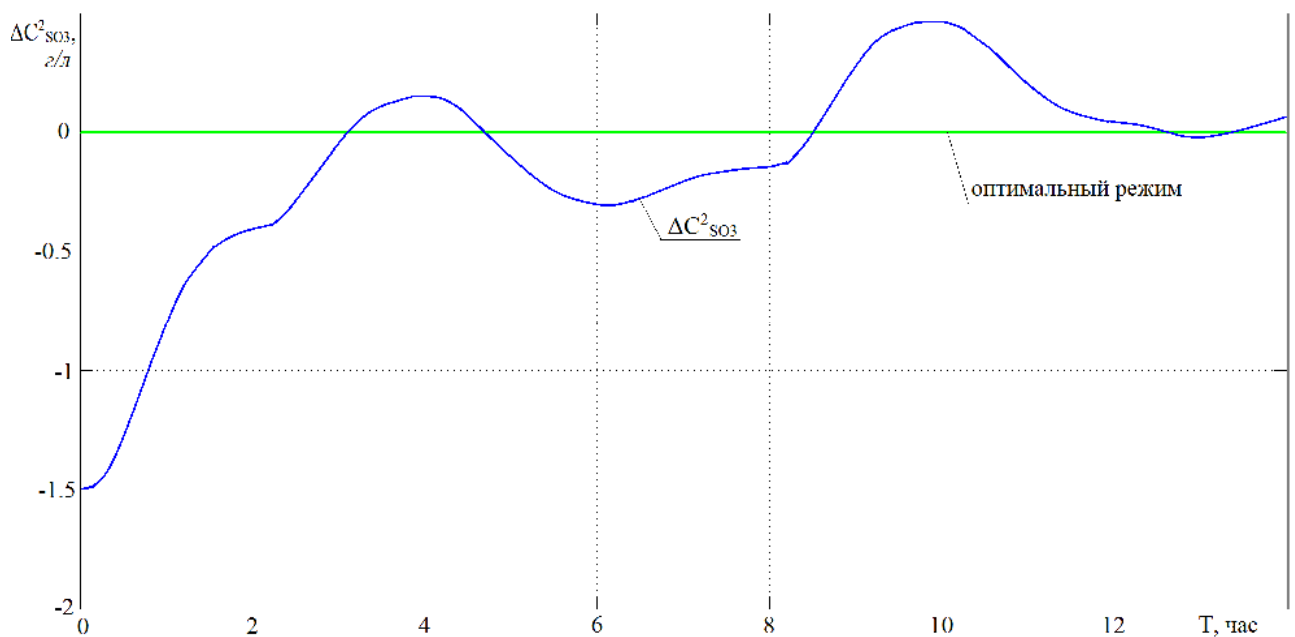


Рисунок 3.25 - График стабилизации концентрации SO_3 в жидкой фазе пульпы 2-го бака экстрактора

В разработанном контуре стабилизации критерий (3.45) принимает значение $J_{21}=3,5$ при соблюдении условия (3.56) при $\Delta_{\max} = 2,5$. В течение 3-х часов стабилизируемые выходы канала практически вышли на заданные значения. Дальнейшие отклонения вызваны погрешностями лабораторного анализа, которые влияют на оценки непрерывно-дискретного наблюдателя.

3.6.5 Сепаратный контур стабилизации уровня пульпы в экстракторе на основе регулятора состояния

Для канала формирования уровня H пульпы в экстракторе разработан непрерывный наблюдатель состояния, который по показаниям приборов измерения формирует оценку координат состояния данного канала, а также возмущающее воздействие по расходу раствора разбавления f_{PP} . Однако значение оценки f_{PP} используется исключительно в качестве контрольной информации при управлении оператором ТП вручную, поэтому в качестве входного возмущающего воздействия для сепаратного контура стабилизации, как и для рассмотренных ранее каналов, рассматривается возмущение по расходу пульпы на фильтр $f_{ФИЛ}$, оценка которого формируется непрерывно-дискретным наблюдателем состояния для канала формирования твердого вещества.

Структурная схема сепаратного контура стабилизации аналогична приведенной на рисунке 3.19, за исключением импульсного элемента и коэффициента усиления λ в канале коррекции наблюдателя. Данное отличие обусловлено использованием для оценки состояния канала формирования уровня H традиционного непрерывного вида наблюдателя состояния, у которого отсутствуют указанные составляющие в канале коррекции.

Управляющее воздействие $v_4^*(t)$, которое в установившемся режиме будет поддерживать уровень $H(t)$ пульпы на заданном значении $H^*(t)$, имеет вид

$$v_4^*(t) = -f_{ФИЛ}(t) + y_1^*(t). \quad (3.64)$$

Передаточная функция по каналу $v_4(t) \rightarrow X(t)$ имеет вид

$$W(s) = \frac{1}{s^2 + 6,25 \cdot s} \cdot \begin{bmatrix} -0,0249 \\ -0,0249 \cdot s \end{bmatrix}. \quad (3.65)$$

Коэффициенты регулятора получим из соотношения (3.53), принимая в качестве желаемого вида характеристического полинома $M(s)$ биномиальную стандартную форму. При равенстве всех корней характеристического полинома значению -4 ($\omega_0=4$ в выражении (3.54) для вычисления $M(s)$) коэффициенты вектора $R=(r_1, r_2)$ принимают значения $r_1=642,6$, $r_2=321,3$.

Полученные значения коэффициентов регулятора для сепаратного контура стабилизации уровня пульпы H обеспечивают необходимое качество регулирования. График стабилизации H изображен на рисунке 3.26.

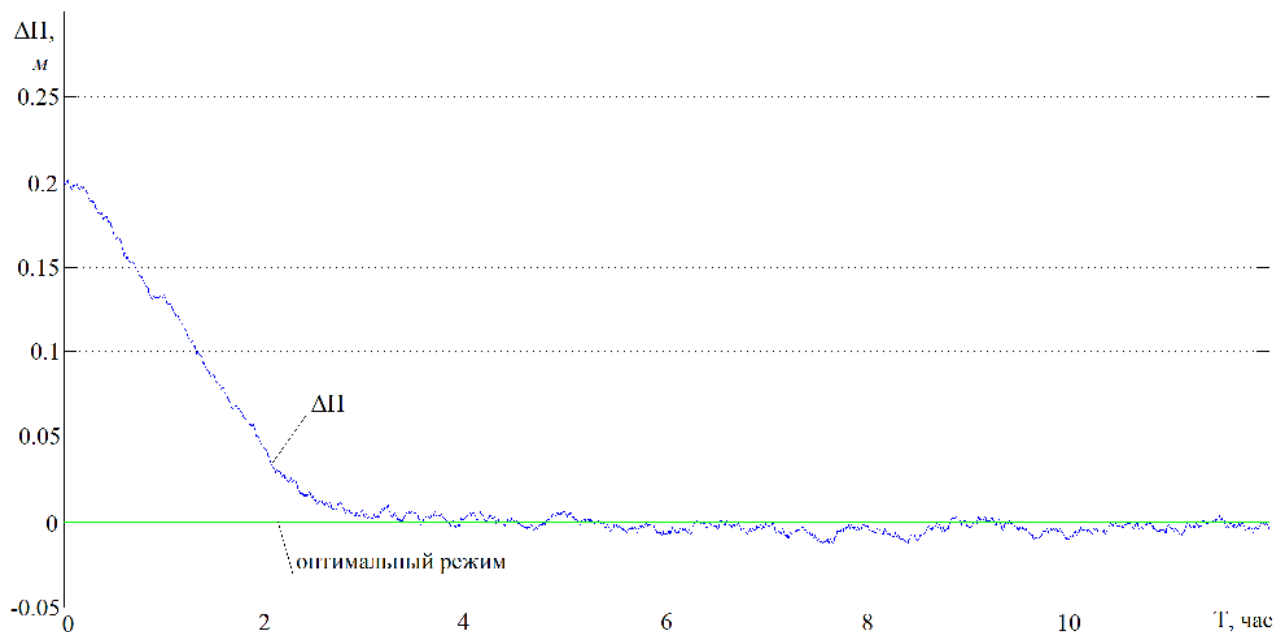


Рисунок 3.26 - График стабилизации уровня пульпы в экстракторе

Критерий (3.45) принимает значение $J_{21}=3,5$ при соблюдении условия (3.46) при $\Delta_{\max} = 0,1$. Стабилизация регламентного значения уровня пульпы H в экстракторе моделировалась из ненулевого начального состояния процесса. В течение 3-х часов регулируемая величина вышла на номинальное значение. Начиная с 5-го часа моделирования, на входе канала действует медленно растущее возмущающее воздействие $f_{\text{ФНЛ}}(t)$, которое компенсируется соответствующим изменением управляющего воздействия $v_4(t)$ и практически не отражается на уровне пульпы H .

3.7 Расчет перекрестных связей между сепаратными контурами стабилизации

Для достижения автономности разработанных контуров в многосвязной системе контроля и управления технологическими параметрами необходимо построить перекрестные связи между локальными регуляторами, компенсирующие перекрестные связи в объекте.

Для обеспечения расчетных режимов функционирования локальных контуров уставку вектора реальных расходов U^* определяется по формуле

$$U^* = G_R \cdot V, \quad (3.66)$$

где $G_R = G^{-1}$ - матрица перекрестных связей между локальными регуляторами.

Известным условием существования обратной матрицы (G_R) является невырожденность исходной матрицы (G). Близость матрицы коэффициентов к вырожденной оценивается обусловленностью, которая количественно оценивается числом обусловленности.

Матрица G считается хорошо обусловленной, если выполняется условие

$$1 \leq \text{cond}(G) \leq 100, \quad (3.67)$$

где $\text{cond}()$ – символ числа обусловленности.

С помощью средств ПО Matlab получено значение числа обусловленности матрицы G , равное 88,4992. Условие (3.67) выполнено – матрица перекрестных связей объекта G хорошо обусловлена и соответственно является невырожденной.

Матрица перекрестных связей G_R между сепаратными контурами имеет вид

$$G_R = \begin{pmatrix} 0,175 & -0,2 & 0,123 & -0,002 \\ -0,159 & -2,636 & -11,642 & -0,979 \\ -0,373 & -11,134 & 0,074 & -0,164 \\ -0,144 & -10,451 & 4,094 & -0,839 \end{pmatrix}.$$

Таким образом, вектор локальных управляющих воздействий V , вырабатываемый сепаратными контурами стабилизации технологических параметров, по формуле (3.66) может быть пересчитан в вектор уставок реальных управляющих воздействий U^* , которые являются заданиями для локальных контуров регулирования расходов материальных потоков.

3.8 Многосвязная система контроля и управления технологическими параметрами

Поставленные задачи для разработки многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами [117], структурная схема которой приведена на рисунке 3.1, выполнены:

- разработаны непрерывно-дискретные наблюдатели состояния, позволяющие непрерывно контролировать значения концентрационных характеристик пульпы;
- синтезированы и настроены сепаратные контуры стабилизации на основе регуляторов состояния;
- рассчитана матрица перекрестных связей между локальными регуляторами G_R .

На рисунке 3.27 приведена схема управления технологическим процессом экстракции фосфорной кислоты с использованием многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами.



Рисунок 3.27 - Структурная схема управления исследуемым объектом

В среде Simulink пакета Matlab построена графическая модель многосвязной системы [118], включающая в себя каналы формирования концентрационных характеристик пульпы и уровня пульпы в экстракторе, матрицу перекрестных связей объекта G , наблюдатели состояния, сепаратные контуры стабилизации, матрицу перекрестных связей между локальными регуляторами G_R .

Графическая модель многосвязной системы контроля и управления изображена на рисунке 3.28.

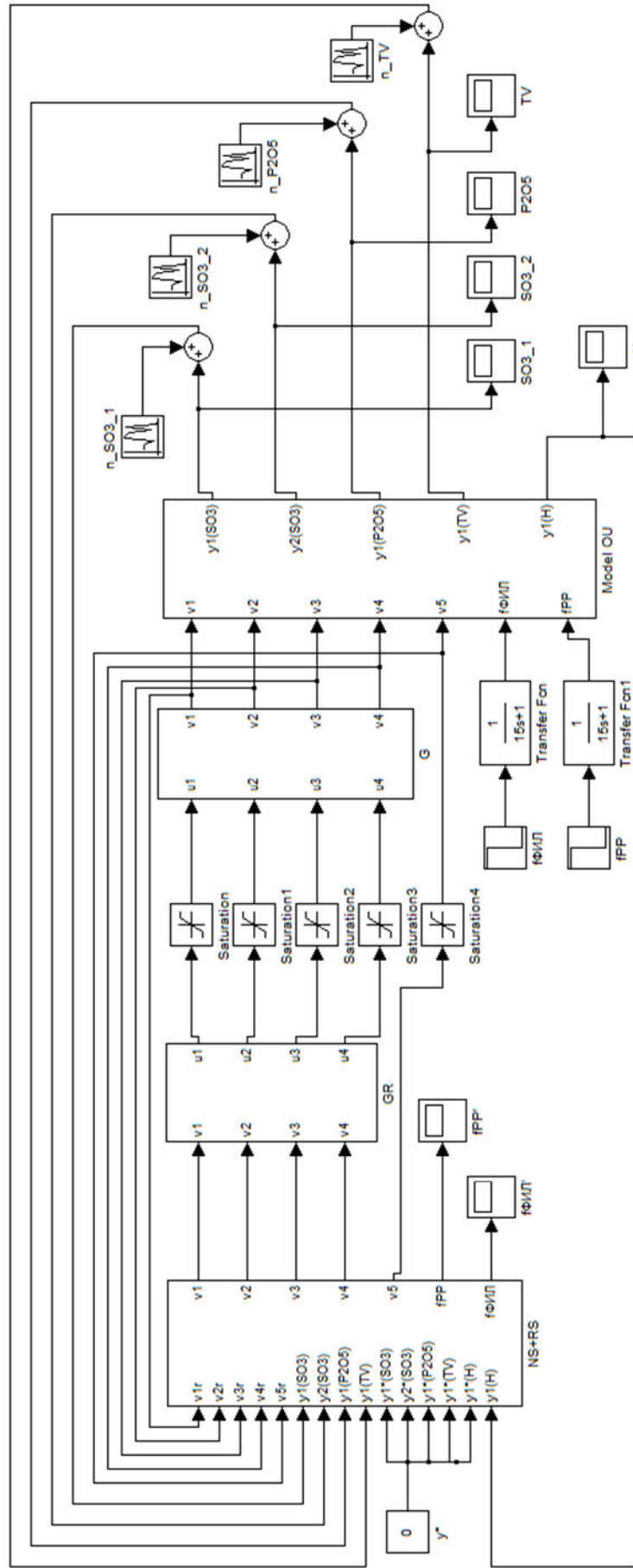


Рисунок 3.28 - Графическая модель системы контроля и управления технологическими параметрами процесса производства ЭФК

На схеме блок NS+RS включает комбинацию разработанных наблюдателей состояния для каналов формирования концентрационных характеристик и уровня пульпы в экстракторе, а также локальные регуляторы состояния. Выходами блока являются локальные управляющие воздействия v_1 , v_2 , v_3 и v_4 и v_5 ($\Delta F^2_{H_2SO_4}$), вырабатываемые РС, а также оценки возмущающих воздействий f_{pp} и $f_{фил}$, формируемые наблюдателями каналов формирования уровня пульпы в экстракторе и твердого вещества соответственно. На вход блока поступают измерения технологических параметров Y и их желаемые значения Y^* .

Так как для синтеза системы контроля и управления использована математическая модель объекта управления, построенная в отклонениях от номинального режима, то желаемым режимом процесса экстракции является близость к нулевым значениям концентрационных характеристик пульпы ($Y^* \approx 0$). Помимо выходов объекта управления на вход блока NS+RS поступают также локальные управляющие воздействия (v_{1R} , v_{2R} , v_{3R} , v_{4R} и v_{5R}), которые несколько отличаются от вырабатываемых сепаратными регуляторами значений из-за накладываемых на реальные управляющие воздействия U ограничений.

На вход матрицы перекрестных связей G_R поступают локальные управляющие воздействия в первый бак экстрактора v_1 , v_2 , v_3 и v_4 . На выходе матрицы – вектор реальных управляющих воздействий в первый бак экстрактора U_1 . Значения вектора U_1 , а также управляющее воздействие v_5 , равное изменению расхода H_2SO_4 во второй бак экстрактора, являются заданиями для локальных контуров регулирования расходов материальных потоков. Значения последних имеют как физические, так и технологические ограничения, поэтому на схеме используются блоки Saturation, позволяющие задать диапазон допустимых значений реальных управляющих воздействий.

Формируемые матрицей G_R управляющие воздействия в допустимых диапазонах поступают на вход матрицы перекрестных связей объекта G , где происходит переход к локальным управляющим воздействиям $V=(v_1, v_2, v_3, v_4)$, которые поступают на вход объекта управления, представленного на схеме блоком Model OU. В реальном технологическом объекте управления отсутствует

разделение на матрицу перекрестных связей и сам объект, однако на схеме они показаны раздельно, так как позволяют более наглядно отразить смысл формирования регуляторами локальных V , а не реальных U_1 управляющих воздействий. На вход объекта управления также поступают управляющее воздействие, равное реальному отклонению расхода H_2SO_4 во второй бак экстрактора, и возмущающие воздействия f_{pp} и $f_{фил}$, являющиеся составляющими систематических погрешностей расходомеров данных потоков. Сигналы f_{pp} и $f_{фил}$ моделируется ступенчатым воздействием, которое проходит через апериодическое звено 1-го порядка с высоким значением постоянной времени, что позволяет смоделировать медленно растущее возмущение.

Выходами объекта управления Y являются управляемые технологические параметры процесса экстракции фосфорной кислоты. К значениям концентрационных характеристик пульпы прибавляются погрешности лабораторного анализа, моделируемые генераторами случайных чисел в заданном диапазоне и заданным распределением. Выход N объекта управления уже содержит погрешности датчика измерения, поэтому сразу же направляется на вход блока $NS+RS$.

3.9 Имитационное моделирование функционирования многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами

Реальный ТП экстракции фосфорной кислоты характеризуется тремя основными состояниями: пуск, останов и нормальное функционирование. Пуск и останов технологического процесса, как правило, происходит по строго определенному алгоритму, который заключается в программном управлении, т.е. в своевременном изменении управляемых расходов на определенные значения. В данном разделе рассматривается имитация включения в работу системы контроля и управления, когда объект находится в режиме нормального функционирования.

Анализ реальных ситуаций на производстве экстракционной фосфорной кислоты, с которыми сталкиваются операторы технологического процесса при

поступлении на 12-ти часовую рабочую смену, позволяет выделить основные типы наиболее распространенных состояний объекта управления в начале смены:

- 1) $\Delta Y \leq \Delta Y_p, f_{\text{Фил}} \approx 0$,
- 2) $\Delta Y \geq \Delta Y_p, f_{\text{Фил}} \approx 0$,
- 3) $\Delta Y \leq \Delta Y_p, f_{\text{Фил}} \neq 0$,
- 4) $\Delta Y \geq \Delta Y_p, f_{\text{Фил}} \neq 0$.

В выражениях ΔY означает отклонения текущих значений технологических параметров процесса экстракции от значений в регламентном режиме, ΔY_p – допустимые регламентом отклонения ΔY , $f_{\text{Фил}}$ – погрешность расходомера пульпы на фильтр.

Первое состояние участка «экстрактор-фильтр» является наиболее благоприятным, когда оператору ТП необходимо продолжать поддерживать значения ΔY в допустимом диапазоне. Во второй ситуации задача оператора заключается в выводе характеристик процесса в регламентную область и поддержании их в этом режиме, а в третьей необходимо поддерживать значения ΔY в допустимом диапазоне, учитывая и компенсируя возмущение $f_{\text{Фил}}$. И наконец, самая неблагоприятная ситуация, когда объект управления является «раскачанным» (значения ΔY вышли за пределы регламентного режима) и возмущение $f_{\text{Фил}}$ имеет начальное значение, существенно отличное от нуля. В этом случае необходимо стабилизировать технологические параметры в условиях действия неизмеряемого возмущения.

Моделирование работы синтезированной системы контроля и управления выполнено в графической среде Simulink пакета Matlab с использованием модели, приведенной на рисунке 3.28. Результаты многочисленного моделирования работы системы при различных начальных состояниях объекта управления показывают, что продолжительность переходных процессов в системе стабилизации не превышает 8-ми часов. В установившемся режиме максимальные отклонения ΔY управляемых величин не превышают значений, приведенных в таблице 3.3. При этом значения выходов объекта содержат погрешности измерений, моделируемые

генераторами случайных чисел с нормальным распределением и не превышающие значений, приведенных также в таблице 3.4.

Таблица 3.4 – Результаты стабилизации технологических параметров

Обозначение технологического параметра	Данные технологического регламента			Максимальное отклонение от регламентного режима при стабилизации ΔY
	Регламентное значение	Допустимое отклонение от регламентного значения ΔY_p	Погрешность измерений Δ	
$C_{SO_3}^1$	15,9 г/дм ³	± 4 г/дм ³	± 2 г/дм ³	$\pm 1,8$ г/дм ³
$C_{SO_3}^2$	25 г/дм ³	± 5 г/дм ³	± 2 г/дм ³	$\pm 1,7$ г/дм ³
$C_{P_2O_5}^1$	35,1 %	$\pm 1,5$ %	$\pm 0,6$ %	$\pm 0,5$ %
C_{TB}^1	27,4 %	± 3 %	$\pm 0,5$ %	$\pm 0,4$ %
H	-0,85 м	$\pm 0,15$ м	$\pm 0,05$ м	$\pm 0,07$ м

Получаемые значения стабилизируемых технологических параметров Y процесса экстракции находятся в диапазоне допустимых регламентом значений. Их отклонения от регламентного режима ΔY вызваны, прежде всего, погрешностями лабораторного анализа Δ , однако отклонения такой величины не превышают максимально возможные Δ и вполне допустимы для ТП экстракции.

Для демонстрации функционирования многосвязной системы контроля и управления выбрана ситуация, относящаяся к типу наиболее неблагоприятных. Объект управления характеризуется в начальный момент времени следующими значениями выходов: $\Delta C_{SO_3}^1 = 5$ г/л, $\Delta C_{SO_3}^2 = 4$ г/л, $\Delta C_{P_2O_5}^1 = -2$ %, $\Delta C_{TB}^1 = -4$ %, $\Delta H = 0,2$ м. Значения $\Delta C_{SO_3}^1$, $\Delta C_{P_2O_5}^1$ и ΔH превышают допустимые регламентом значения ΔY_p , что говорит о существенном нарушении технологического режима. При этом на входе объекта управления действует медленно растущее возмущающее воздействие $f_{\text{Фил}}$. Графики изменения технологических параметров, полученные при включении в работу системы контроля и управления, приведены на рисунке 3.29.

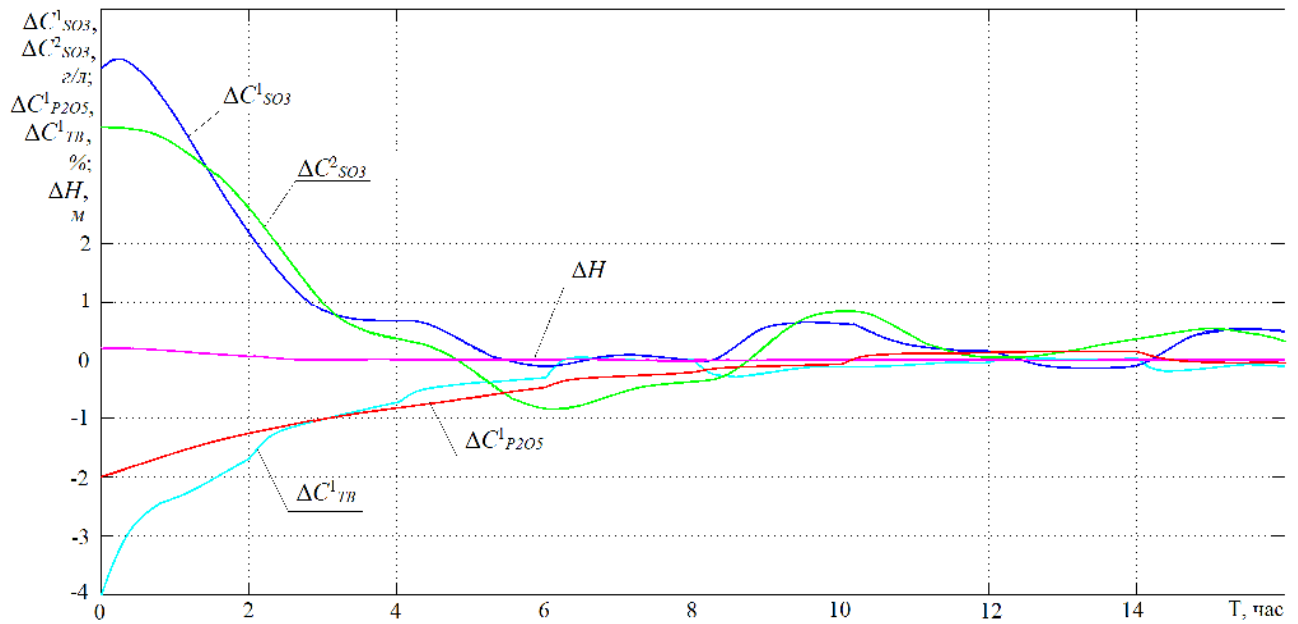


Рисунок 3.29 - Графики изменения технологических параметров процесса экстракции фосфорной кислоты

Графики изменения возмущающего воздействия $f_{\text{Фил}}$ и его оценки, формируемой наблюдателем состояния канала формирования твердого вещества, приведены на рисунке 3.30.

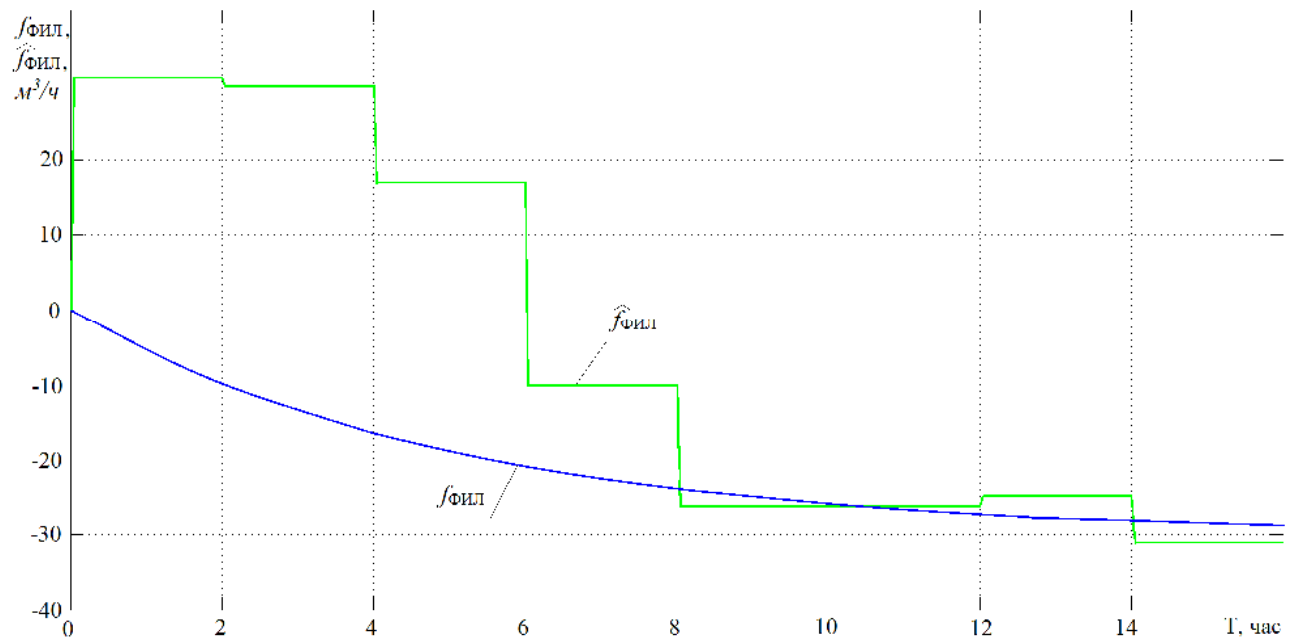


Рисунок 3.30 - Графики изменения возмущающего воздействия $f_{\text{Фил}}$ и его оценки

График изменения управляющего воздействия u_1 , равного отклонению расхода серной кислоты в 1-ый бак экстрактора, приведен на рисунке 3.31.

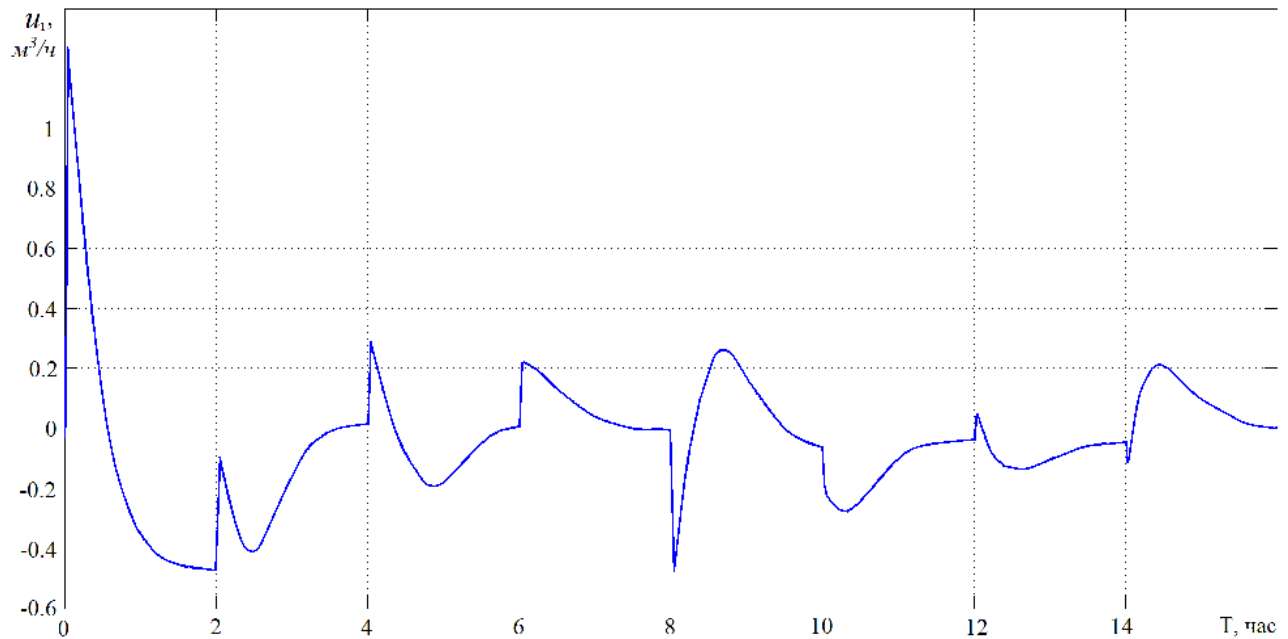


Рисунок 3.31 - График изменения управляющего воздействия u_1

Приведенные результаты моделирования показывают высокое качество управления, реализуемого системой контроля и управления, которое заключается в следующем:

- практически за первые 6 часов работы процесс экстракции с исходными нарушениями технологического регламента стабилизируется в номинальном режиме;
- вырабатывается адекватная оценка возмущающего воздействия, которое компенсируется соответствующими управляющими воздействиями;
- в установившемся режиме в условиях действия возмущающего воздействия и наличия погрешностей измерения, параметры процесса поддерживаются на уровне номинального технологического режима, который гарантирует высокую эффективность производства;
- расходы материальных потоков при стабилизации процесса не имеют резких изменений.

Согласно результатам многочисленного моделирования работы системы контроля и управления установившийся режим наблюдается в среднем через 6 - 8 часов после включения в работу. Большую часть данного промежутка времени, начиная с начального момента ($t_0=0$ ч), занимают переходные процессы в

непрерывно-дискретных наблюдателях состояния, длительность которых была определена при их настройке и составляет до 6-ти часов. Однако промежуток времени, который необходим системе контроля и управления для вывода процесса экстракции в номинальный режим, можно существенно сократить, уменьшив периодичность лабораторного анализа, например, до 1 раза в 40 минут в первые 4 часа. Это позволит уже на 4-ом часе стабилизировать технологические параметры.

В третьей главе диссертационной работы разработана структура и получены уравнения непрерывно-дискретного наблюдателя координат состояния для динамических объектов, выходы которых измеряются в дискретные моменты времени с большим периодом. Предложена процедура адаптации матрицы коррекции наблюдателя к режиму переходного процесса и установившемуся режиму. На основе наблюдателей и регуляторов состояния синтезированы сепаратные контуры стабилизации для локальных каналов формирования технологических параметров процесса экстракции, разработана многосвязная система контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции фосфорной кислоты. Результаты имитационного моделирования системы контроля и управления показывают высокое качество управления.

4 ПРАКТИЧЕСКАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ МНОГОСВЯЗНОЙ СИСТЕМЫ КОНТРОЛЯ И УПРАВЛЕНИЯ И ПРОГРАММНОГО ТРЕНАЖЕРА ОПЕРАТОРА

Первая часть данной главы диссертационной работы посвящена инженерной реализации разработанной системы контроля и управления технологическими параметрами в составе действующей АСУ ТП производства ЭФК на ООО «БМУ», вторая часть - разработке алгоритма функционирования и программной реализации тренажера оператора ТП. Оба направления позволят повысить эффективность управления процессом при максимально возможном сохранении существующей технологической схемы, состава технического и программного обеспечения АСУ ТП.

С целью инженерной реализации многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции фосфорной кислоты в составе существующей АСУ ТП отделения ЭФК-3,4 ООО «Балаковские минеральные удобрения» в данной главе доработаны и разработаны:

- общая структурная и функциональная схемы АСУ ТП отделения ЭФК-3,4, в состав которых включены подсистема наблюдения состояния объекта и подсистема стабилизации технологических параметров;

- программно-техническое обеспечение;

- необходимые фрагменты системы визуализации процесса.

Реализация программного тренажера предусматривается на отдельной компьютерной станции, подключенной к информационной сети отделения ЭФК-3,4. Для инженерной реализации программного тренажера разработаны:

- структурная и функциональная схемы тренажера;

- алгоритмическое, программное и техническое обеспечение;

- экранные формы системы визуализации.

4.1 Интеграция многосвязной системы контроля и управления в АСУ ТП отделения ЭФК-3,4 ООО «БМУ»

4.1.1 Разработка структурной и функциональной схем АСУ ТП для реализации алгоритма функционирования системы контроля и управления

Контроль и управление технологическим процессом экстракции фосфорной кислоты осуществляется с автоматизированных рабочих мест операторов-аппаратчиков и инженера. Промышленные компьютеры под управлением операционных систем Windows 2000 предоставляют доступ к распределенной системе управления Centum CS3000 японской фирмы «Yokogawa». Оператор ТП в любой момент времени имеет доступ к графикам изменения контролируемых величин, регистрируемым событиям в системе, оповещениям об аварийном или предаварийном состоянии технологических параметров.

Станция управления участком, входящая в состав РСУ, включает модули распределенного ввода/вывода и контроллеры AFF50D, которые опрашивают датчики, обрабатывают измеряемые значения в соответствии с запрограммированными алгоритмами и направляют командные сигналы на исполнительные механизмы или шкафы управления.

Программно-техническая база существующей распределенной АСУ ТП удовлетворяет требованиям реализации системы контроля и управления. С целью эффективного распределения нагрузки между контроллерами и автоматизированным рабочим местом (АРМ) было принято решение реализовать подсистемы наблюдения и стабилизации в составе ПО станции инженера.

Структурная схема многосвязной системы контроля и управления в составе существующей АСУ ТП отделения ЭФК-3,4 представлена на рисунке 4.1.

На схеме помимо вновь разработанных подсистем указаны необходимые для работы системы контроля и управления элементы действующей АСУ ТП, такие как: подсистема ввода данных, которая реализована на рабочей станции инженера-лаборанта промышленной лаборатории, САР расходов материальных потоков в составе станции управления участком, устройства КИПиА. На функциональной

схеме автоматизации отделения ЭФК-3,4, которая приведена в приложении А, штрихпунктирными линиями обведены компоненты существующей системы автоматизации, взаимодействующие с разработанной системой контроля и управления.



Рисунок 4.1 - Структурная схема многосвязной системы контроля и управления в составе существующей трехуровневой распределенной АСУ ТП

Подсистема наблюдения состояния объекта выполняет следующие функции [119]:

- оценку состояния каналов формирования концентрационных характеристик пульпы, в том числе текущих значений стабилизируемых параметров;
- оценку состояния канала формирования уровня пульпы в экстракторе;
- оценку возмущающих воздействий.

Оценка текущих значений концентрационного состава пульпы, а также возмущения по расходу пульпы на фильтр, выполняется непрерывно-дискретными наблюдателями локальных каналов формирования концентрационных характеристик пульпы. Состояние канала формирования уровня пульпы в экстракторе и возмущение по расходу раствора разбавления оценивается непрерывным наблюдателем уровня.

Алгоритм работы данной подсистемы основывается на непрерывных данных, полученных от датчиков измерения уровня пульпы в экстракторе и расходов материальных потоков, а также на дискретных данных лабораторного анализа пульпы, которые поступают в распределенную систему управления от промышленной лаборатории.

Назначение подсистемы стабилизации технологических параметров процесса экстракции – расчет значений расходов управляемых материальных потоков, обеспечивающих стабилизацию технологических параметров процесса экстракции в номинальном режиме. Рассчитываемые данной подсистемой значения являются заданиями для локальных систем автоматического регулирования расходов материальных потоков.

Подсистема стабилизации выполняет следующие функции:

- расчет локальных управляющих воздействий;
- расчет реальных управляющих воздействий;
- выдачу заданий локальным контурам регулирования расходов материальных потоков.

В приложении Б представлена структурная схема взаимодействия подсистем наблюдения состояния объекта и стабилизации технологических параметров, а также действующих элементов существующей АСУ ТП.

Алгоритм функционирования системы контроля и управления технологическими параметрами процесса производства ЭФК представлен на рисунке 4.2.

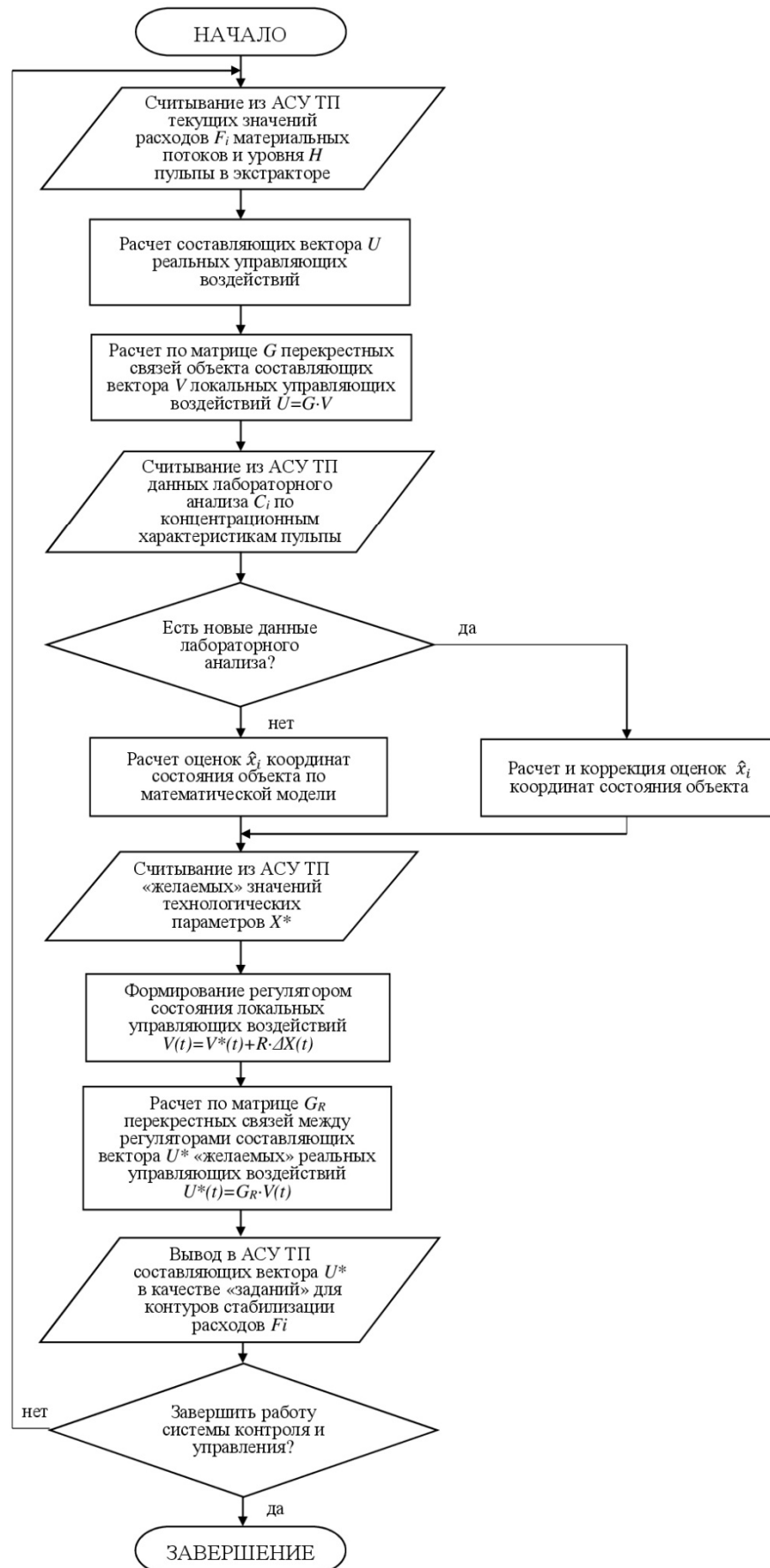


Рисунок 4.2 – Алгоритм функционирования многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами ТП производства ЭФК

4.1.2 Разработка программно-технического обеспечения для реализации многосвязной системы контроля и управления в условиях производства

PCY Centum CS3000 отделения ЭФК-3,4 относится к классу трехуровневых АСУ ТП и включает в себя:

- верхний уровень (диспетчерский);
- средний уровень;
- нижний уровень (полевой).

Максимальное число контролируемых данной системой управления величин – 100000, при этом количество контроллеров может достигать 256 шт.

Структурная схема комплекса технических средств АСУ ТП отделения ЭФК-3,4 представлена на рисунке 4.3.

На нижнем уровне системы реализуются следующие функции:

- сбор первичной информации от датчиков измерения параметров технологического процесса;
- выдача управляющих воздействий исполнительным механизмам технологического оборудования.

На среднем уровне системы реализуются следующие функции:

- автоматическая стабилизация температуры пульпы в экстракторе;
- формирование задания для контура управления расхода воздуха в АВО;
- контуры регулирования расходов материальных потоков;
- определение аварийных ситуаций на технологических узлах и перевод технологического процесса в безопасное состояние;
- выдача управляющих воздействий на исполнительные механизмы.

На верхнем уровне системы реализуются следующие функции:

- конфигурирование, программирование и настройка PCY;
- визуализация технологического процесса в реальном масштабе времени;
- управление оборудованием (дистанционный запуск/останов механизмов, управление контурами регулирования, переход на ручной/автоматический режим работы);

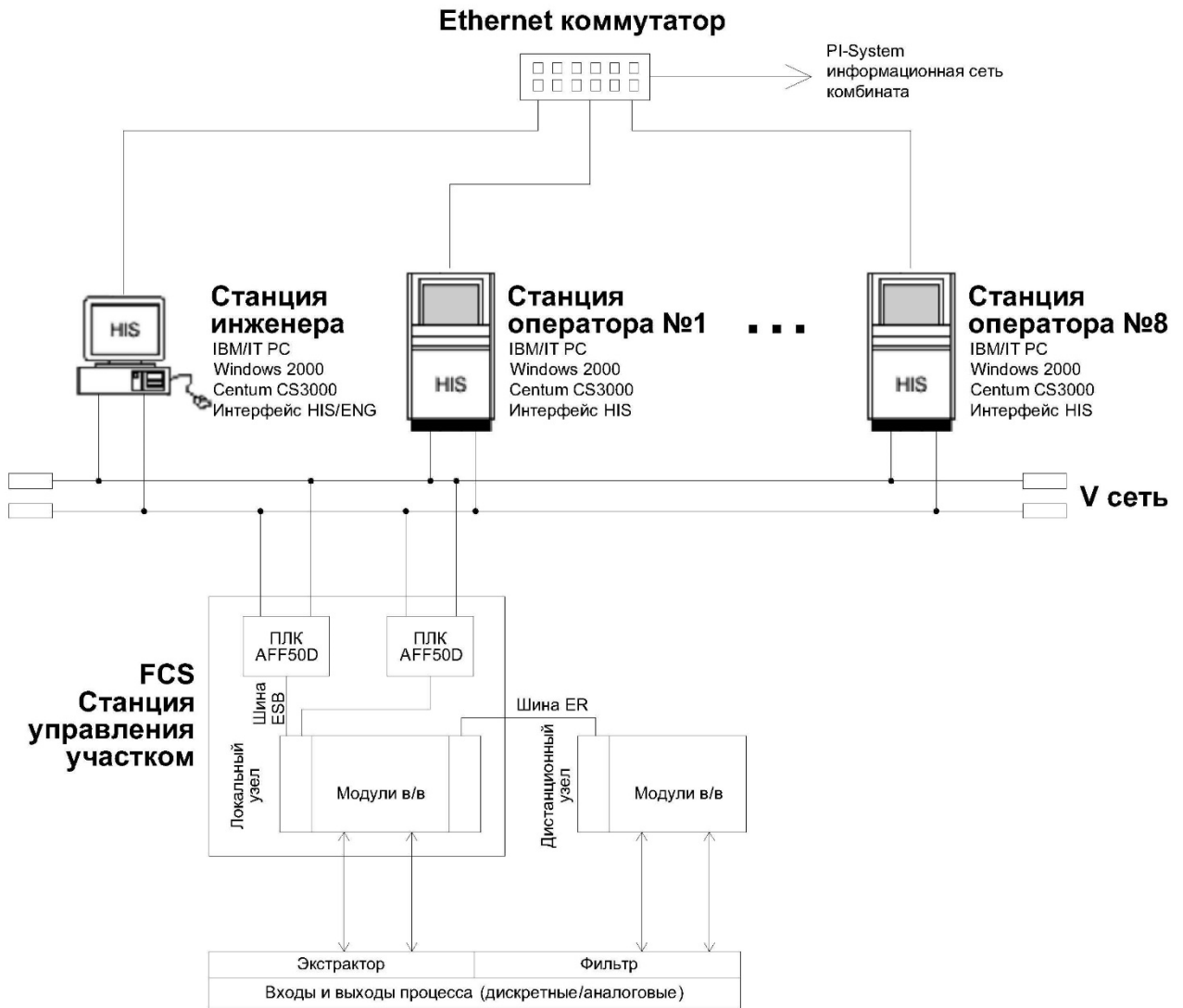


Рисунок 4.3 - Структурная схема КТС АСУ ТП отделения ЭФК-3,4

- хранение и отображение архивных данных;
- обработка информации в соответствии с разработанными алгоритмами;
- формирование и выдача отчетной документации, протоколирование событий.

Состав технических средств системы:

1. Рабочие станции операторов консольного типа (HIS). HIS используются для управления и контроля, выводят на дисплей переменные процесса, управляющие параметры и сигнализации, необходимые эксплуатационному персоналу для оперативной оценки состояния установки. Станции оператора включают в себя открытые интерфейсы, которые позволяют взаимодействовать с PI System и открывать компьютерам в информационной сети доступ к данным

тренда, сообщениям и данным процесса. PI System (Plant Information System) является информационной системой производства и обеспечивает сбор, хранение и представление в едином формате данных от РСУ, ПЛК, заводских лабораторий и т.п.

2. Станция инженера настольного типа (ENG). Помимо функций, доступных операторам, данная станция наделена функциями проектирования, конфигурирования и программирования. Это позволяет генерировать систему «Centum CS3000», осуществлять управление техобслуживанием, программировать и моделировать станции управления.

3. Станция управления участком (FCS), включающая в себя ПЛК AFF50D, локальные и дистанционные узлы. Взаимодействие ПЛК с локальными узлами, которые устанавливаются в том же шкафу, осуществляется по резервированной шине связи ESB. Для подключения удаленных узлов (модулей дистанционного ввода/вывода) к системе управления используется резервированная шина связи ER и соответствующие интерфейсные модули. Сеть V является шиной управления в реальном времени и предназначена для связи станций управления участком, станций операторов и станции инженера. Данная сеть имеет двойное резервирование, что повышает надежность систем.

4. Ethernet коммутатор. Служит для связи станций операторов и инженера с информационной сетью комбината, которая представляет собой PI System.

Состав программного обеспечения системы:

1. Windows 2000 – операционная система, установленная на станциях операторов и станции инженера.

2. Centum CS3000 – пакет программного обеспечения распределенной системы управления, установленный на станциях операторов HIS и станции инженера ENG с соответствующими лицензиями. ПО предназначено для проектирования и конфигурирования системы управления, визуализации ТП, программирования ПЛК. Поддерживается открытый программный интерфейс OPC (OLE для управления процессом).

Программное обеспечение разработанной системы контроля и управления установлено на станции инженера и ориентировано на использование совместно с РСУ «Centum CS3000». Требования, предъявляемые к характеристикам инженерной станции, приведены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 - Требования к инженерной станции

Наименование параметра	Значения параметров	
	Минимум	Рекомендуемые
ЦПУ	1,8 ГГц	2,5 ГГц
ОЗУ	2 Гб	4 Гб
Жесткий диск	160Гб	250Гб
Видеопамять	512Мб	1024Мб
Разрешение	1024x768	1280x1024
Адаптер Ethernet	-	+
Дисковод DVD-ROM	+	+
ОС	Windows 2000 SP4	Windows XP SP3

4.1.3 Разработка элементов системы визуализации

Как показано на схеме, приведенной на рисунке 4.1, реализация подсистемы наблюдения и стабилизации технологического процесса предусматривается в составе программного обеспечения РСУ Centum CS3000, установленном на станции инженера.

В целях инженерной реализации и системной интеграции разработанных в работе научных решений сконфигурирована экранная форма системы контроля и управления, которая будет включена в общую систему визуализации отделения ЭФК-3,4. В разработанном графическом интерфейсе пользователю предоставлены следующие возможности:

- контроль текущих значений концентрационных характеристик пульпы, а также возмущений по расходам раствора разбавления и пульпы на фильтр;
- стабилизация технологических параметров процесса экстракции в автоматическом/ручном режимах.

В приложении В приведено графическое изображение экранной формы «Панель системы контроля и управления технологическими параметрами».

На разработанной панели эксплуатационный персонал может отслеживать:

- оценки текущих значений концентрационных характеристик пульпы, формируемые наблюдателями состояния;
- текущие значения измеряемых параметров;
- текущие уставки для контуров управления расходами материальных потоков;
- программные уставки расходов, формируемые регуляторами состояния и необходимые для стабилизации технологических параметров в регламентном режиме;
- оценку расхода раствора разбавления.

Управление процессом экстракции предусмотрено в двух режимах, выбор которых выполняет технологический персонал:

- ручное – уставки для контуров управления расходами материальных потоков выбирают операторы ТП в существующем окне визуализации;
- автоматическое – уставки формируются разработанной системой контроля и управления и автоматически передаются в контуры управления расходами материальных потоков.

Интерфейс верхнего уровня разработан с помощью стандартного средства проектирования ПО Centum CS3000 - графического строителя (Graphic Builder), который позволяет изобразить необходимые компоненты и связать их с получаемыми и обрабатываемыми данными PCSU с использованием языков программирования Visual Basic или C++.

Экранная форма состоит из динамических компонентов, связанных с текущими значениями переменных процесса (поля вывода данных), и статических компонентов, которые в процессе управления не изменяются (текст, рисунки).

Часть динамических компонентов посредством глобальных тегов связаны с ПЛК и отображают текущие значения контролируемых величин, находящиеся в памяти ПЛК. На разработанной экранной форме визуализация реализована в виде

буквенно-цифровых индикаторов, однако в действующем графическом интерфейсе визуализация тех же самых значений выполнена помимо этого в виде трендов и гистограмм.

Другая часть динамических компонентов связана с локальными тегами, которые функционируют только в пределах станции оператора. Данные теги изменяют свое значение во время исполнения процедур и операций функциональной схемы последовательности.

4.2 Разработка программного тренажера оператора ТП

Для обучения операторов отделения ЭФК-3,4 в режиме имитации реального процесса управления двухсекционным экстрактором и карусельным вакуум-фильтром разработан программный тренажер [120, 121], который позволяет не только проводить первоначальное обучение оперативного персонала, но и осуществлять периодическую проверку знаний и навыков операторов, имеющих опыт работы с установкой.

Тренажер выполняет две основные функции [122]:

- расчет по математической модели переходных процессов, возникающих в рассматриваемой системе при выбранных расходах материальных потоков (имитация ТП);
- расчет рекомендуемых управляющих воздействий и выдача их обучаемому для сравнения с его действиями.

В традиционных типовых тренажерах последнюю функцию выполняет инструктор, имеющий большой опыт управления ТП, однако в разработанном тренажере используются рекомендации, вырабатываемые синтезированной системой контроля и управления технологическими параметрами.

4.2.1 Разработка структурной и функциональной схем программного тренажера

Программно-техническая база распределенной системы управления Centum CS3000 изначально предполагает использование в своем составе симулятора ТП, работающего на математических моделях и обеспечивающего повышение эффективности производства. Поэтому разработанный программный тренажер реализуется на основе проекта действующей в отделении ЭФК-3,4 системы управления. Структурная схема тренажера имеет вид, приведенный на рисунке 4.4.

Ключевыми компонентами тренажера являются моделирование технологического процесса, которое позволяет рассчитать реакцию реального объекта на управляющие воздействия, а также блок оптимального управления, в который включен регулятор на основе наблюдателя состояния.

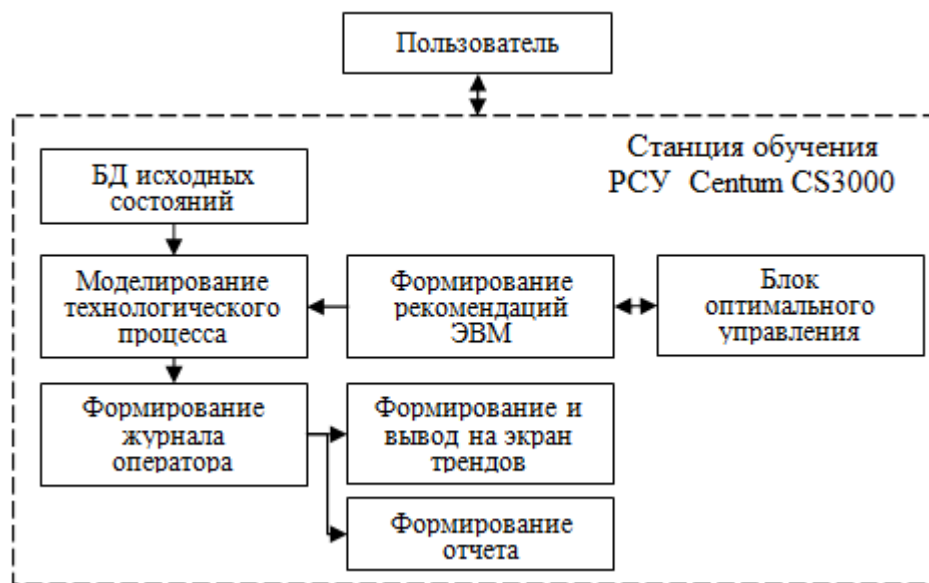


Рисунок 4.4 - Структурная схема программного тренажера оператора ТП

Компонент моделирования ТП состоит из дискретных математических моделей, полученных в результате Z-преобразования линеаризованных моделей процесса экстракции, разработанных ранее при построении системы контроля и управления. Период дискретности для моделей выбран равным 1 ч. На вход компонента моделирования поступают данные об управляющих воздействиях, выбранных обучаемым. Используя эти данные и информацию о предыдущем состоянии объекта, выполняется расчет значений технологических параметров,

которые установились бы на реальном объекте через 1 час. Данная информация выводится пользователю для анализа ситуации.

Блок оптимального управления в составе программного тренажера состоит из дискретных вариантов наблюдателя и регулятора состояния, разработанных для системы контроля и управления технологическими параметрами. На вход блока поступают текущие значения концентрационных характеристик и уровня пульпы в экстракторе, а также текущие значения расходов материальных потоков, выбранные пользователем. Наблюдатель состояния на основе полученных данных выполняет оценку всех координат состояния и передает их регулятору состояния. Последний вырабатывает управляющие воздействия (расходы материальных потоков), применение которых обеспечивает рациональный выход на заданные значения технологических параметров.

База данных исходных состояний включает как типичные, так и крайне сложные состояния ТП, с которыми на практике встречаются операторы. Необходимо отметить, что БД является пополняемой.

Задача компонента формирования рекомендаций ЭВМ состоит в передаче текущих значений стабилизируемых технологических параметров процесса экстракции, а также текущих значений управляемых расходов материальных потоков в блок оптимального управления. Вычисленные расходы материальных потоков предлагаются пользователю в виде рекомендаций ЭВМ по управлению.

На протяжении всего процесса обучения ведется журнал оператора, в который записываются значения технологических параметров процесса и расходов материальных потоков. На основе этих данных строятся графики изменения управляемых и управляющих величин, формируется отчет об управлении для анализа выполненных действий обучаемого.

Функционально программный тренажер оператора ТП экстракции фосфорной кислоты на основе ПО Centum CS3000 состоит из следующих основных компонентов:

- действующей системы управления;
- моделей элементов контроля/управления;

- моделей технологического процесса;
- моделей наблюдателя и регулятора состояния.

Функциональная схема программного тренажера приведена на рисунке 4.5.

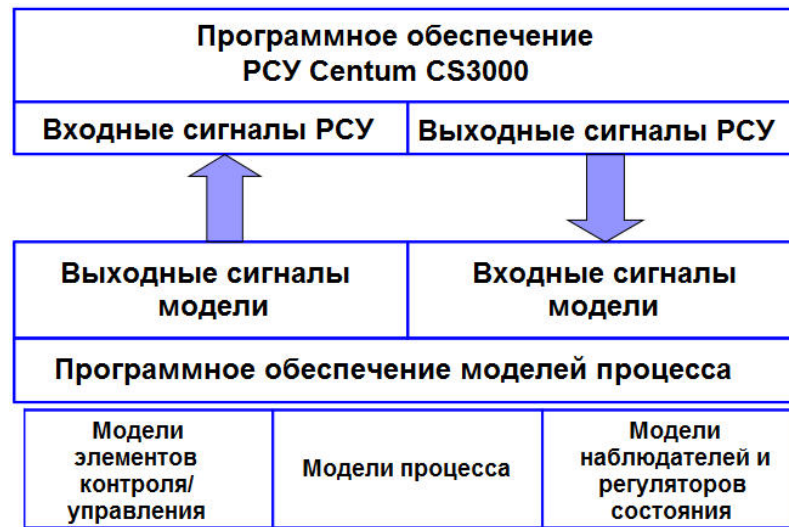


Рисунок 4.5 - Функциональная схема программного тренажера

4.2.2. Разработка программно-технического обеспечения для реализации тренажера оператора ТП

Для того, чтобы процесс обучения операторов ТП проходил локализовано, не занимая станции операторов и инженера, требуется отдельная станция, которую необходимо включить в существующую сеть Ethernet.

Структурная схема комплекса технических средств с учетом существующего оборудования приведена на рисунке 4.6.

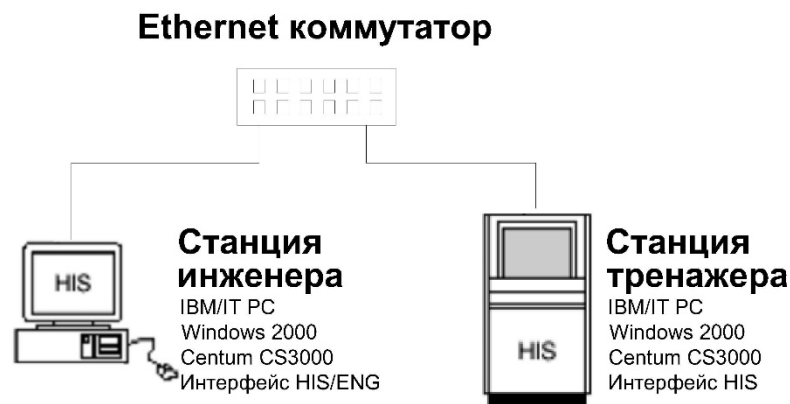


Рисунок 4.6 - Схема КТС программного тренажера

В состав технических средств, необходимых для реализации программного тренажера, входят станция инженера и Ethernet коммутатор, рассмотренные выше при реализации системы контроля и управления технологическими параметрами, а также станция оператора консольного типа.

Программное обеспечение компьютерного тренажера реализовано в составе специализированного ПО Centum CS3000, установленного на станции инженера. На станции тренажера установлена операционная система Windows 2000 и ПО PCY Centum CS3000 с лицензией станции оператора HIS.

Использование станции оператора консольного типа и программного обеспечения операторской станции в конфигурации, полностью эквивалентной реальной системе управления, позволяет обучаться в высокореалистичной среде и при первом опыте управления реальным объектом тратить меньше времени на освоение интерфейса и функций системы управления.

4.2.3 Разработка алгоритма работы программного тренажера

Алгоритм работы тренажера ТП производства ЭФК приведен в приложении Г.

Процесс обучения начинается с выбора одного из вариантов исходных состояний ТП, отличающихся по степени сложности от номинального режима. После выбора варианта перед оператором отображается схема процесса, аналогичная мнемосхеме оператора ТП производства ЭФК на реальном предприятии. На схеме отражены главные узлы ТП, точки приложения управляющих воздействий, точки измерения характеристик процесса. В табличной форме показаны текущие и желаемые значения характеристик процесса.

Обучаемому доступны:

- журнал оператора, содержащий информацию об управлении и изменении характеристик в конце каждого часа управления;
- рекомендации ЭВМ по оптимальному выходу ТП на заданный режим (только в режиме обучения).

Обучаемый анализирует ситуацию и изменяет управляемые потоки для достижения требуемого режима. По математической модели рассчитываются

значения выходных характеристик ТП, которые установятся через 1 час под влиянием выбранных управляющих воздействий. Обучаемому вновь предлагается установить управляющие воздействия на следующий час. Количество циклов тренажера по умолчанию равно количеству часов рабочей смены на реальном производстве (12 часов). Однако количество циклов можно увеличить и продолжить управление процессом из достигнутого на момент «конца смены» состояния. По окончании обучения на экран выдается информация об изменениях характеристик ТП за смену. В процессе обучения все вводимые и вычисляемые данные накапливаются в оперативной памяти компьютера и формируются графики изменения входных и выходных параметров во времени (тренды).

4.2.4 Разработка элементов системы визуализации программного тренажера

На станции тренажера используется программное обеспечение существующей РСУ, что позволяет использовать экранные формы реальной системы визуализации отделения ЭФК-3,4. Однако для работы тренажера необходимо помимо экранных форм управления процессом разработать вспомогательные графические окна, приведенные в приложении Д, и добавить элементы управления в существующие.

К вспомогательным окнам относятся:

- окно начала работы тренажера, в котором пользователю предлагается выбрать один из вариантов исходного состояния, режим работы тренажера (обучение/экзаменационный) и приступить к имитации управления ТП;
- окно рекомендаций ЭВМ, которое отображает рассчитанные блоком оптимального управления рациональные управляющие воздействия и предлагает применить их или отказаться (в экзаменационном режиме данное окно недоступно);
- журнал оператора, в котором фиксируются значения основных расходов материальных потоков и стабилизируемых технологических параметров, а также реализован доступ к трендам этих же величин;

- окно завершения работы тренажера, которое выводит значения технологических параметров, достигаемые на каждом часе управления, и значения этих же параметров в номинальном режиме.

Экранная форма управления ТП действующей АСУ ТП дополнена необходимыми элементами для отображения текущих и желаемых значений технологических параметров, а также для подтверждения введенных расходов и доступа к рекомендациям ЭВМ и журналу оператора.

В приложении Е приведено графическое изображение экранной формы «Панель управления ТП экстракции фосфорной кислоты отделения ЭФК-3,4».

Доработанная панель управления ТП позволяет пользователю:

- оценить текущее состояние объекта управления, а также степень отклонения от номинального режима, используя информацию о текущих и желаемых значениях технологических параметров;
- установить значения расходов материальных потоков в соответствии с принятыми решениями об их изменении;
- подтвердить введенные расходы для перехода к следующему циклу работы тренажера (расчет значений технологических параметров, которые установятся через 1 час);
- обратиться к окну рекомендаций ЭВМ для анализа принятых решений;
- вызвать окно журнала оператора для анализа тенденции состояния объекта.

Графические окна программного тренажера разработаны с использованием графического построителя, входящего в состав ПО Centum CS3000. Алгоритмы обработки данных описаны с помощью интегрированного языка программирования. Для работы тренажера используются только локальные теги, которые не относятся к процессу управления реальным объектом.

4.3 Исследование повышения эффективности производства ЭФК при внедрении разработанных решений

В диссертационной работе выполнена оценка повышения эффективности производства ЭФК на ООО «Балаковские минеральные удобрения» по результатам

внедрения разработанных решений. Для этого проанализированы экспериментальные данные о функционировании объекта, изъятые из архива АСУ ТП отделения ЭФК-3,4, за три последовательных периода времени: I - до внедрения тренажера оператора ТП; II - спустя шесть месяцев время после внедрения компьютерного тренажера; III - во время проведения испытаний многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами в информационно-советующем режиме. Аналитический отчет, формируемый информационной системой производства, позволяет оценить средние значения коэффициента выхода $K_{\text{вых}}$ за указанные периоды, а дополнительная статистическая обработка значений выходов объекта позволила оценить величину разброса технологических параметров относительно номинального режима. Результаты экспериментальных исследований приведены в таблице 4.2.

Таблица 4.2 – Оценка эффективности производства за различные периоды времени

Период времени исследуемых данных	Среднее значение коэффициента выхода $K_{\text{вых}}$, %	Дисперсия D_i выходных величин				
		$C^1_{\text{so}_3}$	$C^2_{\text{so}_3}$	$C^1_{\text{p}_{2\text{O}_5}}$	$C^1_{\text{тв}}$	Н
I (до внедрения)	95,7	3,05	3,21	0,68	0,75	0,041
II (после внедрения тренажера оператора ТП)	95,8	2,89	2,97	0,59	0,61	0,032
III (во время испытаний системы контроля и управления)	96,1	2,14	2,09	0,51	0,29	0,021

Результаты экспериментальных исследований свидетельствуют о повышении коэффициента выхода $K_{\text{вых}}$ производства ЭФК на 0,1% от внедрения компьютерного тренажера в процесс обучения операторов ТП и дополнительно на 0,3% в связи с использованием оператором ТП рекомендаций системы контроля и управления технологическими параметрами при выборе значений расходов материальных потоков. Статистическая обработка экспериментальных данных подтверждает уменьшение дисперсий выходных параметров. При существующем

объеме производства по отделению ЭФК-3,4, равном 380 000 P_2O_5 т/г, дополнительные 0,1% и 0,3% увеличивают объемы продукта до 380 380 т/г и 381 520 т/г соответственно, что обеспечит дополнительную прибыль около 40 млн. рублей в год.

В данной главе диссертационной работы построены алгоритмы функционирования многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами, а также программного тренажера. Разработаны структурные схемы программно-технического комплекса АСУ ТП для реализации разработанных в диссертации решений. Проведенный анализ повышения эффективности управления ТП производства ЭФК свидетельствует о повышении эффективности производства на 0,1% по результатам внедрения программного тренажера оператора ТП в процесс обучения операторов и на 0,3% по результатам испытаний многосвязной системы контроля и управления технологическими параметрами в информационно-советующем режиме.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Диссертационная работа посвящена решению важной научно-технической задачи повышения эффективности управления сложными технологическими процессами путем реализации в составе действующих АСУ ТП системы контроля и управления с использованием наблюдателей и регуляторов состояния динамических объектов, а также программного тренажера.

В ходе решения данной задачи лично автором были получены следующие основные результаты:

1. Проведен анализ проблем контроля и управления сложными ТП, выявлены направления, способствующие повышению эффективности управления.
2. Разработана многосвязная динамическая математическая модель процесса экстракции фосфорной кислоты в полугидратном режиме.
3. Разработан непрерывно-дискретный НС для формирования непрерывной оценки состояния объекта, входные сигналы которого измеряются непрерывно, а выходные сигналы - в дискретные моменты времени.
4. Выполнен синтез сепаратных контуров управления на основе РС, реализующих принцип МУ. Получена матрица компенсации перекрестных связей между локальными регуляторами, что устраняет взаимное влияние контуров.
5. Разработана многосвязная система контроля и управления технологическими параметрами и алгоритм функционирования системы.
6. Предложена структура программно-технического комплекса, интегрирующего разработанную систему контроля и управления в действующую АСУ ТП.
7. Разработан и реализован в составе действующей АСУ ТП программный тренажер оператора ТП.
8. На примере производства ЭФК выполнено исследование повышения эффективности управления ТП в результате реализации разработанных в диссертации решений: внедрение тренажера оператора ТП повышает эффективность производства на 0,1%, внедрение системы контроля и управления – на 0,3%.

СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ

ЭФК – экстракционная фосфорная кислота;

АСУ ТП – автоматизированная система управления технологическим процессом;

ТП – технологический процесс;

ЭВМ – электронная вычислительная машина;

ОУ – объект управления;

ООО «БМУ» - общество с ограниченной ответственностью «Балаковские минеральные удобрения»;

SCADA - supervisory control and data acquisition (диспетчерское управление и сбор данных);

КВФ – карусельный вакуум-фильтр;

КТС – комплекс технических средств;

ПЛК – программируемый логический контроллер;

КИПиА – контрольно-измерительные приборы и автоматика;

САР – система автоматического регулирования;

АВО – аппарат воздушного охлаждения;

САУ – система автоматического управления;

МУ – модальное управление;

РС – регулятор состояния;

НС – наблюдатель состояния;

ИЭ – импульсный элемент;

ПО – программное обеспечение;

РСУ – распределенная система управления;

АРМ – автоматизированное рабочее место;

ЦПУ – центральное процессорное устройство;

ОЗУ – оперативное запоминающее устройство;

ОС – операционная система.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Беспалов, А.В. Системы управления химико-технологическими процессами / А.В. Беспалов, Н.И. Харитонов. – М: Академкнига, 2006. – 341 с.
2. Бельдеева, Л.Н. Технологические измерения на предприятиях химической промышленности / Л.Н. Бельдеева. – Барнаул: изд-во АлтГТУ, 2002. – 73 с.
3. Голубятников, В.А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности: Учебн. для техникумов / В.А. Голубятников, В.В. Шувалов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М: Химия, 1985. – 352 с.
4. Рукин, В.Л. Системы управления химико-технологическими процессами: учебное пособие / В.Л. Рукин, У.Ю. Коробейникова. – СПб.: СПбГТИ(ТУ), 2010. – 136 с.
5. Полоцкий, Л.М. Автоматизация химических производств / Л.М. Полоцкий, Г.И. Лапшенков. – М.: Химия, 1982. – 295 с.
6. Казаков, А.В. Основы автоматики и автоматизации химических процессов / А.В. Казаков, М.В. Кулаков, Ю.К. Мелюшев. – М.: Машиностроение, 1970. – 376 с.
7. Кондрашова, Е.А. Перспективы инновационного развития предприятий химической промышленности [Электронный ресурс] / Е.А. Кондрашова, А.В. Матрос // Управление экономическими системами. – 2013. – №11. – Режим доступа: <http://www.uecs.ru/uecs59-592013/item/2497-2013-11-05-10-11-10>.
8. Закгейм, А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов / А.Ю. Закгейм. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1982. – 288 с.
9. Турсунходжаев, Р. Математическое моделирование технологического процесса экстракции на базе материального и теплового балансов / Р. Турсунходжаев, Б. Алимов // Вопросы кибернетики. – Ташкент, Ин-т кибернетики, АН УзССР, 1974. – Вып. 71. – С. 59-61.
10. Турсунходжаев, Р. Разработка системы оптимального управления процессом получения экстракционной фосфорной кислоты / Р. Турсунходжаев.

Вопросы кибернетики. – Ташкент, Ин-т кибернетики АН УзССР, 1980. – Вып. 109. – С.73-80.

11. Громов, Ю.Ю. Системы автоматического управления с запаздыванием: учеб. пособие / Ю.Ю. Громов, Н.А. Земской, А.В. Лагутин, О.Г. Иванова, В.М. Тютюнник. – Тамбов : Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2007. – 76 с.

12. Янушевский, Р.Т. Управление объектами с запаздыванием / Р.Т. Янушевский. – М.: Наука, 1978. – 416 с.

13. Афанасенко, А. Г. Управление процессом карбонизации в производстве кальцинированной соды по показателям качества продукции: дисс. ... канд. техн. наук: 05.13.06 / Афанасенко Алексей Геннадьевич. – Уфа, 2008. – 132 с.

14. Авхадеев, В.В. Автоматизация процессов управления многостадийными химико-технологическими процессами по показателям качества продуктов: На примере процесса синтеза раствора дихлорпропанолов: дисс. канд. техн. наук: 05.13.06 / Авхадеев Вадим Вилевич. – Уфа, 2005. – 194 с.

15. Мурин, С.В. Система управления составом и вязкостью вискозы в производстве химических волокон: дисс. ... канд. техн. наук: 05.13.06 / Мурин Сергей Валерьевич. – Санкт-Петербург, 2008. – 154 с.

16. Лабутин, А.Н. Аналитический синтез системы управления химическим реактором / А.Н. Лабутин, В.Ю. Невиницын // Теоретические основы химической технологии. – Москва, 2014. – №3. – С. 318.

17. Лабутин, А.Н. Система управления каскадом химических реакторов для проведения последовательно-параллельной реакции / А.Н. Лабутин, В.Ю. Невиницын, А.Н. Деветьяров // Известия высших учебных заведений. Серия: Химия и химическая технология. – Иваново, 2013. – №11. – С. 131-135.

18. Лабутин, А.Н. Синергетический синтез системы управления химическим реактором / А.Н. Лабутин, В.Ю. Невиницын // Известия высших учебных заведений. Серия: Химия и химическая технология. – Иваново, 2012. – №11. – С. 104-107.

19. Wang, L. Model Predictive Control System Design and Implementation Using MATLAB / L. Wang. – Springer, 2009. – 376 p.

20. Bao-Cang, D. Modern predictive control / D. Bao-Cang. – USA: CRC Press, 2010. – 277 p.
21. Затуловский, К. А. Управление технологическим процессом сгущения красного шлама на основе прогнозирующей модели осаждения с учетом влияния флокулянта: дисс. ... канд. техн. наук: 05.13.06 / Затуловский Кирилл Аркадьевич. – Санкт-Петербург, 2013. – 113 с.
22. Притыко, Г.М. Статистическая оценка параметров системы экстрактор-фильтр в производстве экстракционной фосфорной кислоты / Г.М. Притыко, П.П. Полозков, В.Б. Земельман, Г.А. Родионова // Химическая промышленность. – 1977. – №2. – С.35-36.
23. Бесков, В.С. Общая химическая технология и основы промышленной экологии: Учебник для вузов / В.С. Бесков, В.С. Сафронов – М.: Химия, 1999. - 472 с.
24. Земельман, В.Б. Постановка задачи автоматического определения состава многокомпонентных смесей в производстве экстракционной фосфорной кислоты / В.Б. Земельман // Химическая промышленность. – 1975. – №6. – С. 76-77.
25. Непряхин, А.В. Фосфатно-сырьевая база России: новые технологии и перспективы освоения / А.В. Непряхин, П.П. Сенаторов, М.И. Карпова // Горная техника. – 2009. – С. 136-144.
26. Мельников, Е.Я. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений: Учебник для техникумов / Е.Я. Мельников и др. – М.: Химия, 1983. – 432 с.
27. Постников, Н.Н. Термическая фосфорная кислота. Химия и технология / Н.Н. Постников. – М.: Химия, 1970. – 304 с.
28. Копылев, Б.А. Технология экстракционной фосфорной кислоты / Б.А. Копылев. – 2-е изд., перераб. – Л.: Химия, 1981. – 224 с.
29. Ворошин, В.А. Технология экстракционной фосфорной кислоты: Учеб. пособие для рабочих профессий / В.А. Ворошин, А.В. Гриневич. – М.: НИИТЭХИМ, 1988. – 96 с.

30. Классен, П.В. Основные процессы химической технологии минеральных удобрений / П.В. Классен, И.Г. Гришаев. – М.: Химия, 1990. – 304 с.
31. Позин, М.Е. Технология минеральных солей (удобрений, пестицидов, промышленных солей, окислов и кислот), ч.1 / М.Е. Позин. – изд. 4-е, испр. – Л.: Химия, 1974. – 192 с.
32. Кармышов, В.Ф. Полугидратный способ получения концентрированной экстракционной фосфорной кислоты из апатитового концентрата при повышенных температурах / В.Ф. Кармышов и др. // Химическая промышленность. – 1975. – №11. – С. 2345-2347.
33. Кочетков, С.П. Концентрирование и очистка экстракционной фосфорной кислоты: монография / С.П. Кочетков, Н.Н. Смирнов, А.П. Ильин – Иваново: ГОУВПО Иван. Гос. Хим.-технол. Ун-т., 2007. – 304 с.
34. Беглов, Б.М. Перспективы производства фосфора, удобрений и солей различного назначения на основе экстракционной фосфорной кислоты / Б.М. Беглов, М.К. Жекеев // Химическая промышленность. – 2002. – №6. – С. 1-3.
35. Дорожкин, С.В. Рациональная организация стадии растворения фторапатита в производстве экстракционной фосфорной кислоты / С.В. Дорожкин, Б.М. Долгоносков // Химическая промышленность. – 1992. – №9 – С. 521-525.
36. Земельман, В.Б. Целесообразность непрерывного автоматического контроля параметров состава пульпы в производстве экстракционной фосфорной кислоты / В.Б. Земельман // Химическая промышленность. – 1975. – №8. – С. 64-65.
37. Земельман, В.Б. Зависимость электропроводности пульпы и ее фильтратов от их состава в производстве экстракционной фосфорной кислоты / В.Б. Земельман, М.И. Иванов, В.М. Конкина // Химическая промышленность. – 1975. – №3. – С. 59-61.
38. Дианов, В.Г. Автоматическое регулирование и регуляторы в химической промышленности. – М.: Химия, 1978. – 376 с.
39. Автоматическое управление в химической промышленности: Учебник для вузов / Под ред. Е.Г. Дудникова. – М.: Химия, 1987. – 368 с.

40. Кафаров, В.В. Цифровые системы автоматического управления химико-технологическими процессами и системами. Учебное пособие / В.В. Кафаров, В.Л. Перов, А.Ф. Егоров. – М.: МХТИ им. Д.И. Менделеева, 1987. – 48 с.

41. Мелюшев, Ю.К. Основы автоматизации химических производств и техника вычислений: Учебник для техникумов / Ю.К. Мелюшев. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1982. – 360 с.

42. Перов, В.Л. Основы теории автоматического регулирования химико-технологических процессов / В.Л. Перов. – М.: Химия, 1970. – 352 с.

43. Кульков, С.С. Математическое моделирование и оптимизация процесса получения экстракционной фосфорной кислоты нейросетевым методом / С.С. Кульков, Э.М. Кольцова // Успехи в химии и химической технологии. – 2005. – №1. – С. 88-92.

44. Егоркин, А.А. Математическое моделирование полугидратной стадии дигидратно-полугидратного процесса получения экстракционной фосфорной кислоты из фосфоритов / А.С. Егоркин, И.В. Соболева, Г.Н. Семенов, Э.М. Кольцова // Фундаментальные исследования. – 2013. – №6-1. – С. 33-37.

45. А.с. 858862 Способ автоматического управления процессом экстракции / Т.Ф. Бекмуратов, Б.А. Захидов, Ф.А. Туляганов (СССР). – ф. №2655306/23-26; заявл. 14.08.78; опубл. 30.08.81, Бюл. №32. – 3 с.

46. А.с. 893860 Способ автоматического управления процессом экстракции / Б.А. Захидов, Ф.С. Мусаев, Ф.А. Туляганов, С.С. Касымов, Р.Х. Аюпов (СССР). – ф. №2927260/23-26; заявл. 29.04.80; опубл. 30.12.81, Бюл. №48. – 3 с.

47. А.с. SU1069846A Способ автоматического управления процессом экстракции / Б.А. Захидов, Ф.С. Мусаев (СССР). – ф. №3438712/23-26; заявл. 25.03.82; опубл. 30.01.84, Бюл. №4. – 3 с.

48. А.с. SU 1036678 A Способ автоматического регулирования процесса получения экстракционной фосфорной кислоты / В.И. Андронов, А.М. Коган, К.А. Котляров, В.С. Петровский, Н.И. Гришин, П.А. Ларин, А.М. Катунин, В.И. Повов (СССР). – ф. №3425778/23-26; заявл. 20.04.82; опубл. 23.08.83, Бюл. №31. – 2 с.

49. А.с. SU1411276А Способ автоматического управления производством экстракционной фосфорной кислоты / О.Д. Черниенко, А.А. Балабан, А.П. Комм, Г.И. Гусев, В.В. Коряков, Н.В. Кульков (СССР). – ф. №3989660/23-26; заявл. 17.10.85; опубл. 23.07.88, Бюл. №27. – 2 с.

50. А.с. SU1708759А1 Способ автоматического управления режимом работы каскада двух экстракторов в производстве экстракционной фосфорной кислоты из пульпы фосфатного сырья / В.В. Баранов, В.В. Данилов, Г.К. Джериев, Т.В. Ежова, А.С. Романенко, К.И. Смагина, Н.В. Смирнов, Е.Г. Топчиев, В.И. Трофимов, А.В. Яковлев, В.А. Сулла (СССР). – ф. №4767592/26; заявл. 20.09.89; опубл. 30.01.92, Бюл. №4. – 12 с.

51. Patent US5188812A Automatic control system for a phosacid attack tank and filter / Stephen W. Hilakos (USA). – №5,188,812; filed 13.11.91; date of patent 23.02.93, - 19 p.

52. Patent US5262963A Automatic control system for phosphoric acid plant / Regis Stana, Stephen W. Hilakos (USA). – № 5,262,963; filed 28.06.91; date of patent 16.11.93, – 23 p.

53. Patent US5395603A Automatic control system for a chemical process, especially a wet process phosphoric acid plant / Stephen W. Hilakos (USA). – № 5,395,603; filed 21.04.93; date of patent 07.03.95, – 37 p.

54. Дозорцев, В.М. Типовой компьютерный тренажерный комплекс для обучения операторов ТП / В.М. Дозорцев, Д.В. Кнеллер // Автоматизация в промышленности. – 2003. – №2. – С. 9-14.

55. Дозорцев, В.М. Компьютерные тренажеры для производств химико-технологического типа: эффективность, окупаемость / В.М. Дозорцев, Н.В. Шестаков // Проблемы безопасности при чрезвычайных ситуациях. – 1997. – № 7. – С. 24-39.

56. Дозорцев, В.М. Обучение операторов технологических процессов на базе компьютерных тренажеров / В.М. Дозорцев // Приборы и системы управления. – 1999. – №8. – С. 61-70.

57. Дозорцев, В.М. Состояние и тенденции развития компьютерных тренажеров для обучения операторов ТП / В.М. Дозорцев // Промышленные АСУ и контроллеры. – 1999. – №9. – С.18-21.

58. Гурдзибеева, А.Р. Исследование и разработка методов и алгоритмов имитационного моделирования для тренажеров операторов сложных объектов: дис. ... канд. техн. наук: 05.13.01 / Гурдзибеева Алана Руслановна. - Владикавказ, 2004. – 188 с.

59. Осипова, В.А. Повышение эффективности обучения операторов технологических процессов на базе компьютерных тренажеров / В.А. Осипова, Г.Б. Даныкина // Системы. Методы. Технологии. – 2011. – № 11. – С. 106-114.

60. Дозорцев, В.М., Новый подход к обеспечению адекватности тренажерных моделей сложных технологических процессов / В.М. Дозорцев, Д.В. Агафонов // Имитационное моделирование. Теория и практика (ИММОД-2009): сборник трудов четвертой Всероссийской научно-практической конференции. – С-Пб, 2009. – С. 123-127.

61. Дозорцев, В.М. Компьютерные тренажеры для обучения операторов технологических процессов / В.М. Дозорцев. – М.: СИНТЕГ, 2009. – 372 с.

62. Дозорцев, В.М. Технологические компьютерные тренажеры: все что вы всегда хотели знать ... / В.М. Дозорцев, Д.В. Кнеллер // АСУ для промышленных предприятий. – 2014. – №12. – С. 1-13.

63. Кнеллер, Д.В. «Компьютерный тренинг – это просто...» или мини-энциклопедия расхожих заблуждений / Д.В. Кнеллер // Автоматизация в промышленности. – 2003. – №7. – С. 29-33.

64. Ершова, О.В. Структура тренажерно-обучающего комплекса для процесса производства желтого фосфора / О.В. Ершова, Т.Б. Чистякова // Автоматизация в промышленности. – 2003. – №7. – С. 46-49.

65. Нагайцева, О.В. Концепция тренажерной модели электрохимического производства / О.В. Нагайцева, Н.В. Ливенцова, С.Н. Ливенцов // Известия Томского политехнического университета. – 2009. – №5. – С. 89-93.

66. Roine, T. Training Simulator for Flotation Process Operators / T. Roine, J. Kaartinen, P. Lamberg // Preprints of the 18th IFAC World Congress Milano (Italy) August 28 – September 2, 2011.
67. Гартман, Т.Н. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов: Учеб. пособие для вузов / Т.Н. Гартман, Д.В. Клушин. – М.: ИКЦ «Академкнига», 2006. – 416 с.
68. Гордеев, Л.С. Математическое моделирование химико-технологических систем. Ч. 1. Методологические и теоретические основы: Текст лекций / Л.С. Гордеев, Е.С. Кадосова, В.В. Макаров, Ю.В. Сбоева. – М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 1999. – 48 с.
69. Кафаров, В.В. Математическое моделирование основных химических производств: Учеб. пособие для вузов / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов – М.: Высш. шк., 1991. – 400 с.
70. Гунич, С.В. Математическое моделирование и расчет на ЭВМ химико-технологических процессов. Примеры и задачи. Часть I: учеб. пособие / С.В. Гунич, Е.В. Янчуковская. – Иркутск: Изд-во ИрГТУ, 2010. – 216 с.
71. Саулин, Д.В. Математическое моделирование химико-технологических систем: Конспект лекций / Д.В. Саулин. – Пермь: Перм. гос. техн. ун-т, 2003. – 91 с.
72. Гольцева, Л.В. Математическое моделирование химико-технологических процессов. Базовый курс: учебное пособие для студентов заочной формы обучения направления подготовки «Информатика и вычислительная техника» / Л.В. Гольцева, А.В. Козлов, А.Н. Полосин. – СПб.: СБпГТИ(ТУ), 2012. – 816 с.
73. Гафуров, А.А. Процесс экстракции как взаимосвязанная система управления / А.А. Гафуров, А. Шарапов // Вопросы кибернетики. – Ташкент, Ин-т кибернетики АН УзССР, 1974. – Вып. 68. – С. 74-86.
74. Карабаев, А.Х. Разработка АСУТП экстракции на основе экспериментально-аналитических моделей / А.Х. Карабаев, Р. Турсунходжаев, Х. Закриллаев // Вопросы кибернетики. – Ташкент, Ин-т кибернетики АН УзССР, 1975. – Вып. 83. – С. 94-98.

75. Захидов, Б.А. Получение динамической модели процесса производства экстракционной фосфорной кислоты / Б.А. Захидов, Р.Х. Аюпов, Ф.А. Туляганов // Вопросы кибернетики. – Ташкент, Ин-т кибернетики АН УзССР, 1981. – Вып. 115. – С.104-112.

76. Постоянный технологический регламент производства экстракционной фосфорной кислоты (ПЭФК) отделения ЭФК-3,4, упаривания ВВУ 7-9 (полугидрат). 15 5 045-ТР-031-2009. – Балаково, 2009. – 201 с.

77. Кривоносов, В.А. Математическая модель процесса экстракции и фильтрации производства фосфорной кислоты ООО «Балаковские минеральные удобрения» / В.А. Кривоносов, В.А. Бабенков, В.В. Соколов и др. // Автоматизация в промышленности. – 2013. – №7. – С.24-29.

78. Бабенков, В.А. Математическая модель процесса экстракции фосфорной кислоты для повышения эффективности контроля и управления / В.А. Бабенков // X всероссийская научно-практическая конф. с международным участием: материалы конф.. – Старый Оскол, 2013. – С. 173-176.

79. Дорф, Р. Современные системы управления / Р. Дорф, Р. Бишоп. Пер. с англ. Б.И. Копылова. – М.: Лаборатория Базовых знаний, 2002. – 832 с.

80. Astrom, K.J. Advanced PID control / K.J. Astrom, T. Hagglund. – ISA (The Instrumentation, System, and Automation Society), 2006. — 460 p.

81. Денисенко, В.В. ПИД регуляторы: вопросы реализации. Часть 1. / В.В. Денисенко // Современные технологии автоматизации. – 2007. – № 4. – С. 86–97.

82. Денисенко, В.В. ПИД регуляторы: вопросы реализации. Часть 2. / В.В. Денисенко // Современные технологии автоматизации. – 2008. – № 1. – С. 86–99.

83. Денисенко, В.В. ПИД регуляторы: принципы построения и модификации / В.В. Денисенко // Современные технологии автоматизации. – 2006. – № 4. – С. 66–74.

84. Кейн, В.М. Оптимизация систем управления по минимаксному критерию / В.М. Кейн. – М.: Наука, 1985. – 248 с.

85. Кунцевич, В.М. Синтез оптимальных и адаптивных систем управления. Игровой подход / В.М. Кунцевич, М.М. Лычак. – К.: Наукова думка, 1985. – 248 с.

86. Кунцевич, В.М. Управление в условиях неопределенности: гарантированные результаты в задачах управления и идентификации / В.М. Кунцевич. – К. :Наукова думка, 2006. – 261 с.
87. Гурко, А.Г. К вопросу синтеза оптимального управления в условиях нестохастической неопределенности / А.Г. Гурко // Автомобильный транспорт. – 2009. – Вып. 25. – С. 111-116.
88. Григорьев, В.В. Синтез систем автоматического управления методом модального управления / В.В. Григорьев, Н.В. Журавлёва, Г.В. Лукьянова, К.А. Сергеев. — С-Пб: СПбГУ ИТМО, 2007. — 108 с.
89. Методы классической и современной теории автоматического управления. Учебник в 5-и тт., Т.3: Синтез регуляторов систем автоматического управления / Под ред. К.А. Пупкова и Н.Д. Егупова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Издательство МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2004. – 616 с.
90. Кузовков, Н.Т. Модальное управление и наблюдающие устройства / Н.Т. Кузовков. – М.: Машиностроение, 1976. – 184 с.
91. Тютиков, В.В. Новые структурные решения в области систем модального управления / В.В. Тютиков, С.В. Тарарыкин // Известия ЮФУ. – 2004. – Т. 37, №2. – С. 102-111.
92. Анисимов, А.А. Анализ параметрической чувствительности и структурная оптимизация систем модального управления с регуляторами состояния / А.А. Анисимов, Д.Г. Котов, С.В. Тарарыкин, В.В. Тютиков // Известия Российской академии наук. Теория и системы управления. – 2011. – №5. – С. 18-32.
93. Тютиков, В.В. Условия параметрической грубости САУ с регуляторами состояния / В. В. Тютиков, Д. Г. Котов, С. В. Тарарыкин // Известия ЮФУ. – 2005. – Т.45, №1. – С. 53–62.
94. Karafyllis, I. Stabilization of nonlinear delay systems using approximate predictors and high-gain observers / I. Karafyllis, M. Krstic // Automatica. – 2013. – Vol. 49. – P. 3623–3631.

95. Bin, Zh. Observer based output feedback control of linear systems with input and output delays / Zh. Bin, L. Zhao-Yan, L. Zongli // *Automatica*. – 2013. – Vol. 49. – P. 2039–2052.
96. Коровин, С.К. Об одном подходе к построению функциональных наблюдателей для систем с запаздыванием / С.К. Коровин, А.В. Буданова, В.В. Фомичев // *Доклады Академии наук*. – 2011. – Т. 441, № 1. – С. 33-37.
97. Коровин, С.К. Наблюдатели состояния для линейных систем с неопределенностью / С.К. Коровин, В.В. Фомичев. – М.: Физматлит, 2007. – 224 с.
98. Bodizs, L. On the design of integral observers for unbiased output estimation in the presence of uncertainty / L. Bodizs, D. Bonvin, B. Srinivasan // *Journal of process control*. – 2011. – Vol. 21. – P. 379–390.
99. Darouach, M. Unbiased minimum variance estimation for systems with unknown exogenous inputs / M. Darouach, M. Zasadzinski // *Automatica*. – 1997. – Vol. 33. – P. 717–719.
100. Арановский, С.В. // Синтез наблюдателя в условиях возмущения процесса измерения выходной переменной / С.В. Арановский и др. // *Известия высших учебных заведений*. – 2009. – Т. 52, № 11. – С. 28-32.
101. Медведев, М.Ю. Оценка возмущений в процессе автоматического регулирования синхронного генератора / М.Ю. Медведев, В.А. Шевченко // *Инженерный вестник Дона*. – 2013. – Т. 27, № 4. – С. 87.
102. Еременко, И.Ф. Система управления с наблюдателем координат состояния и неопределенного возмущения / И.Ф. Еременко, В.А. Кривоносов // *Приборы и системы. Управление, контроль, диагностика*. – 2005. – № 7. – С.10-13
103. Zhirabok, A. N. A method for constructing robust diagnostic observers / A. N. Zhirabok, A. Yu. Suvorov // *Automation and Remote Control*. – 2014. – Vol. 75. – P. 208-218.
104. Волков, В.Д. Синтез оптимальных систем управления с наблюдателем состояния / В.Д. Волков, С.А. Токарева // *Электротехнические комплексы и системы управления*. – 2008. – № 3. – С. 43-45.

105. Буков, В.Н. Вложение систем. Линейное управление с наблюдением / В.Н. Буков, В.Н. Рябченко, В.В. Косьянчук // Автоматика и телемеханика. – 2001. – № 3. – С. 15-30.

106. Лебедев, В.Ф. Синтез наблюдателя в процессе непрерывной полимеризации / В.Ф. Лебедев, Р.А. Романов// Вестник Воронежского государственного технического университета. – 2008. – Т. 4, № 1. – С. 104-106.

107. Краснова, С.А. Каскадный синтез наблюдателей состояния динамических систем / С.А. Краснова, В.А. Уткин. – М.: Наука, 2006. – 272 с.

108. Бабенков, В.А. Непрерывно-дискретный наблюдатель состояния для химико-технологических процессов / В.А. Бабенков // X Междунар. молодежной научно-технической конф. «Современные проблемы радиотехники и телекоммуникаций РТ-2014»: материалы конф.. – Севастополь: Изд-во СевНТУ, 2014. – С. 197.

109. Кривоносов, В.А. Непрерывный контроль текущего состояния химико-технологического процесса на основе дискретной информации о выходах / В.А. Кривоносов, В.А. Бабенков // Научная мысль информационного века – 2014: материалы конф.. – Перемышль (Польша), 2014. – Вып. 31. – С. 41-44.

110. Кривоносов, В.А. Непрерывно-дискретный наблюдатель состояния химико-технологического процесса / В.А. Кривоносов, В.А. Бабенков // Фундаментальные и прикладные проблемы техники и технологии. – 2014. – №1. – С.128-135.

111. Кривоносов, В.А. Оценка состояния технологического процесса экстракции фосфорной кислоты и входных возмущений на основе непрерывно-дискретного наблюдателя / В.А. Кривоносов, В.А. Бабенков // 2-я Международная конф. «Последние тенденции в области науки и технологий управления»: материалы конф. – Лондон (Великобритания): Изд-во SCIEURO, 2014. – С. 104 – 115.

112. Методы классической и современной теории автоматического управления. Учебник в 5-и тт., Т.1: Математические модели, динамические характеристики и анализ систем автоматического управления / Под ред. К.А.

Пупкова, Н.Д. Егупова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Издательство МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2004. – 656 с.

113. Кривоносов, В.А. Адаптивный наблюдатель состояния технологических объектов / В.А. Кривоносов, В.А. Бабенков // XI Всероссийская научно-практическая конф. с международным участием «Современные проблемы горно-металлургического комплекса. Наука и производство»: материалы конф.. – Старый Оскол, 2014. – Т.1. – С. 236 – 241.

114. Теория автоматического управления: Учеб. для вузов по спец. «Автоматика и телемеханика». В 2-х ч. Ч. I. Теория линейных систем автоматического управления / Н.А. Бабаков, А.А. Воронов, А.А. Воронова и др.; Под ред. А.А. Воронова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Высш. шк., 1986. – 367 с.

115. Ang, K.H. PID control system analysis, design, and technology / K.H. Ang, G. Chong, Y. Li // IEEE Transactions on Control Systems Technology. – 2005. – Vol. 13, №4. – P. 559-576.

116. Ziegler, J.G. Optimum settings for automatic controllers / J.G. Ziegler, N.B. Nichols // Trans. ASME. – 1942. – Vol. 64. – P. 759–765.

117. Бабенков, В.А. Система стабилизации технологических параметров процесса производства экстракционной фосфорной кислоты / В.А. Бабенков // Юбилейная Международная научно-практическая конф., посвященная 60-летию БГТУ им. В.Г. Шухова «Наукоемкие технологии и инновации» (XXI научные чтения): сборник докладов. – Белгород, 2014. – Ч. 6. – С. 98 – 102.

118. Кривоносов, В.А. Система управления технологическими параметрами процесса производства экстракционной фосфорной кислоты / В.А. Кривоносов, В.А. Бабенков // Информационные системы и технологии. – 2015. – №2. – С.73-80.

119. Кривоносов, В.А. Наблюдатель состояния технологического процесса в составе АСУ ТП производства экстракционной фосфорной кислоты / В.А. Кривоносов, В.А. Бабенков // 3-я Международная научно-техническая конф. «Информационные системы и технологии» «ИСТ–2014»: материалы конф.. – Харьков (Украина), 2014. – С. 56 – 57.

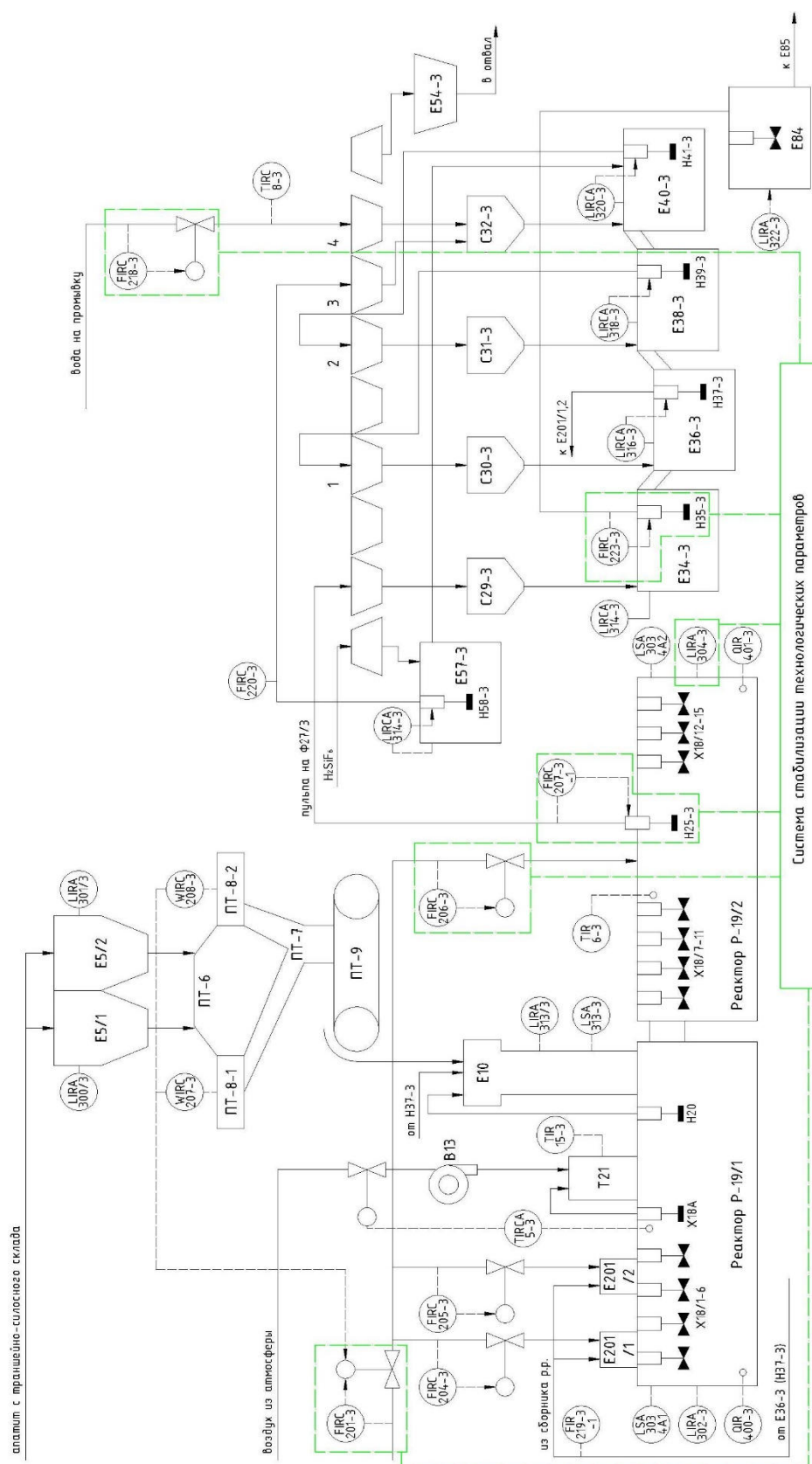
120. Бабенков, В.А. Компьютерный тренажер оператора химико-технологического процесса производства экстракционной фосфорной кислоты в полугидратном режиме / В.А. Бабенков // Девятая всероссийская научно-практическая конф. студентов и аспирантов: сборник научн. и научно-практических докладов. – Старый Оскол, 2013. – С. 60-63.

121. Бабенков, В.А. Программный тренажер оператора технологического процесса производства экстракционной фосфорной кислоты / В.А. Бабенков, В.А. Кривоносов, В.В. Соколов // European Researcher. – 2013. – Вып. 40, № 2-1. – С. 253 – 258.

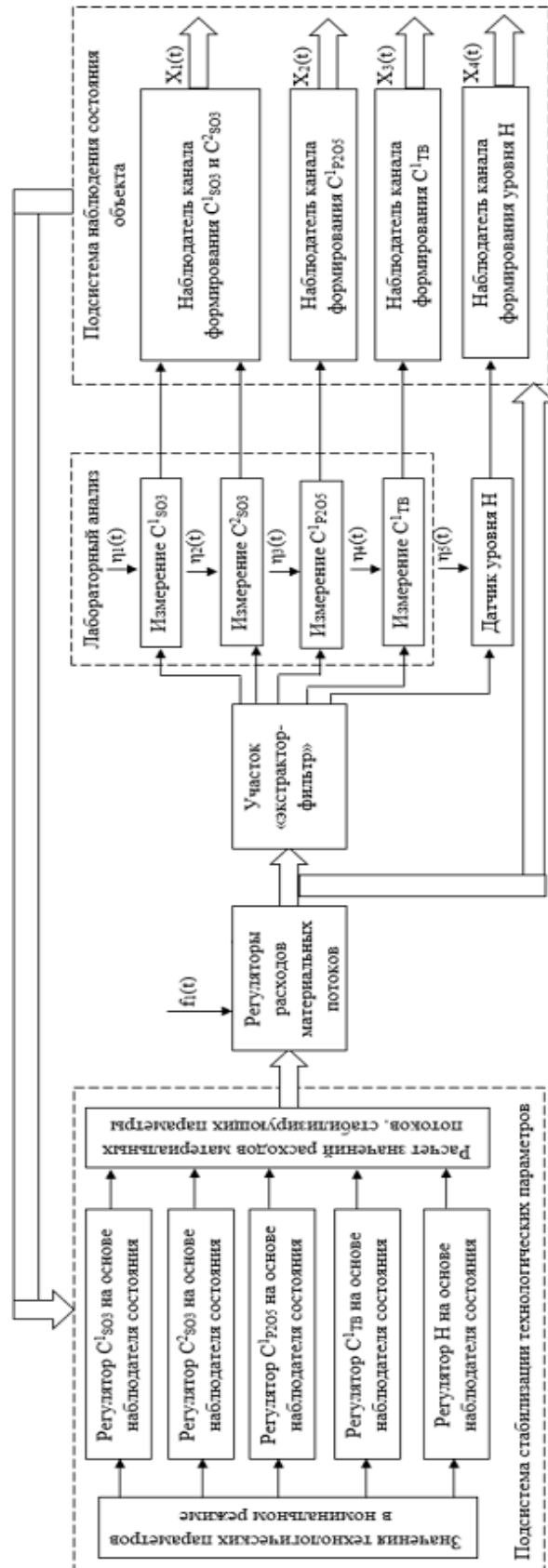
122. Бабенков, В.А. Повышение эффективности обучения операторов технологического процесса производства экстракционной фосфорной кислоты на базе компьютерного тренажера / В.А. Бабенков, В.А. Кривоносов, В.В. Соколов // Наука и образование – 2012/2013: материалы IX Междунар. научно-практической конф.. – Прага (Чехия), 2013. – Т.20 – С. 60-63.

123. Бабенков, В.А. Непрерывно-дискретный наблюдатель состояния динамического объекта управления / В.А. Бабенков, В.А. Кривоносов, Г.С. Бут // Наука, образование, общество: проблемы и перспективы развития: сборник научных трудов по материалам Междунар. научно-практической конф. 31 июля 2015 г. – Тамбов: ООО «Консалтинговая компания Юком», 2015. – Т.3 – С. 63-64.

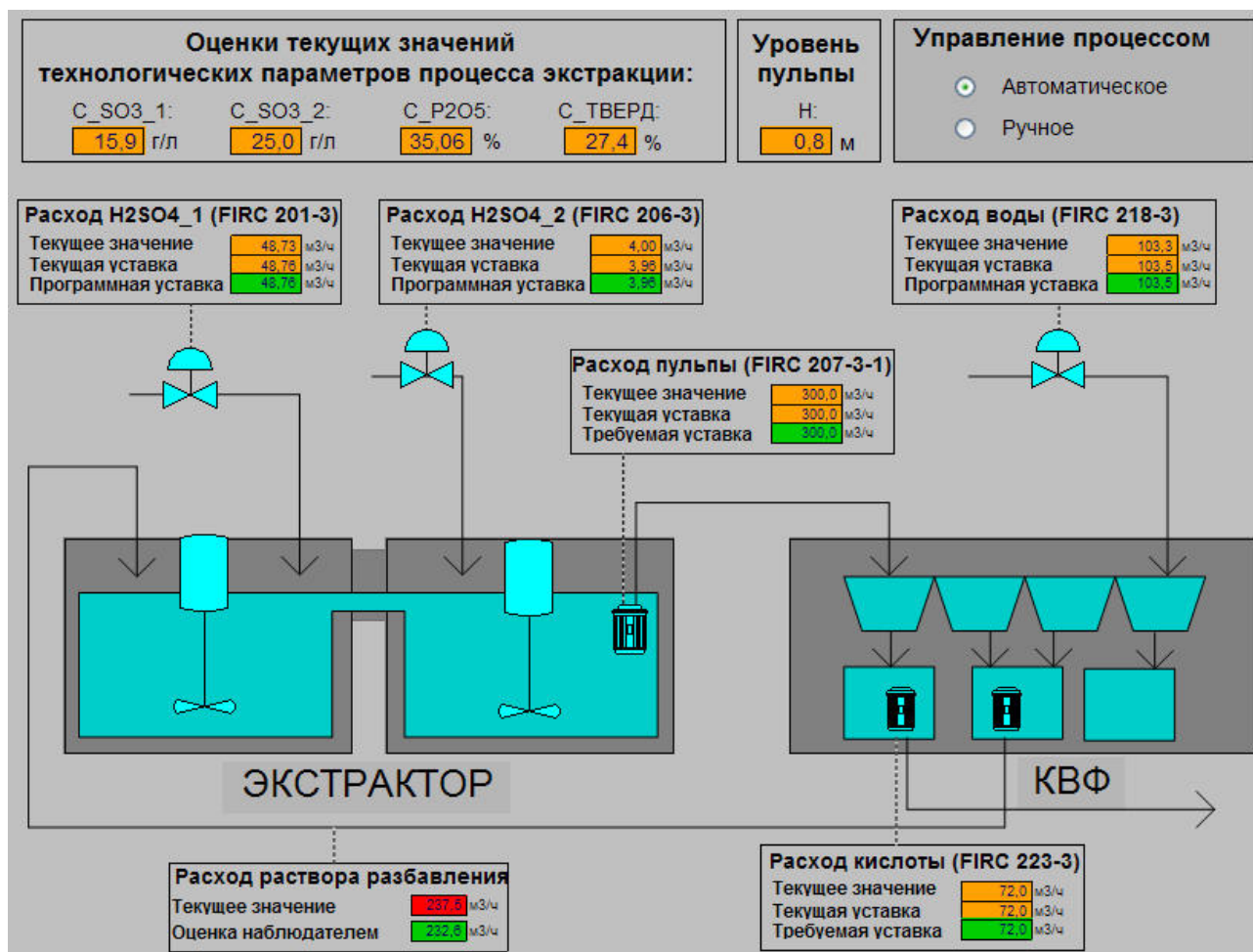
124. Бабенков, В.А. Математическая модель процесса экстракции и фильтрации производства фосфорной кислоты Балаковского филиала АО «Апатит» [Текст] / В.А. Кривоносов, В.А. Бабенков, В.В. Соколов, Е.Ю. Шибанов, В.П. Перекрестов // Труды НИУИФ 1919-2014: Сборник научных трудов / Сост. В.С. Сущев, В.И. Суходалова; НИУИФ. – М., 2014. – С. 222 – 231.



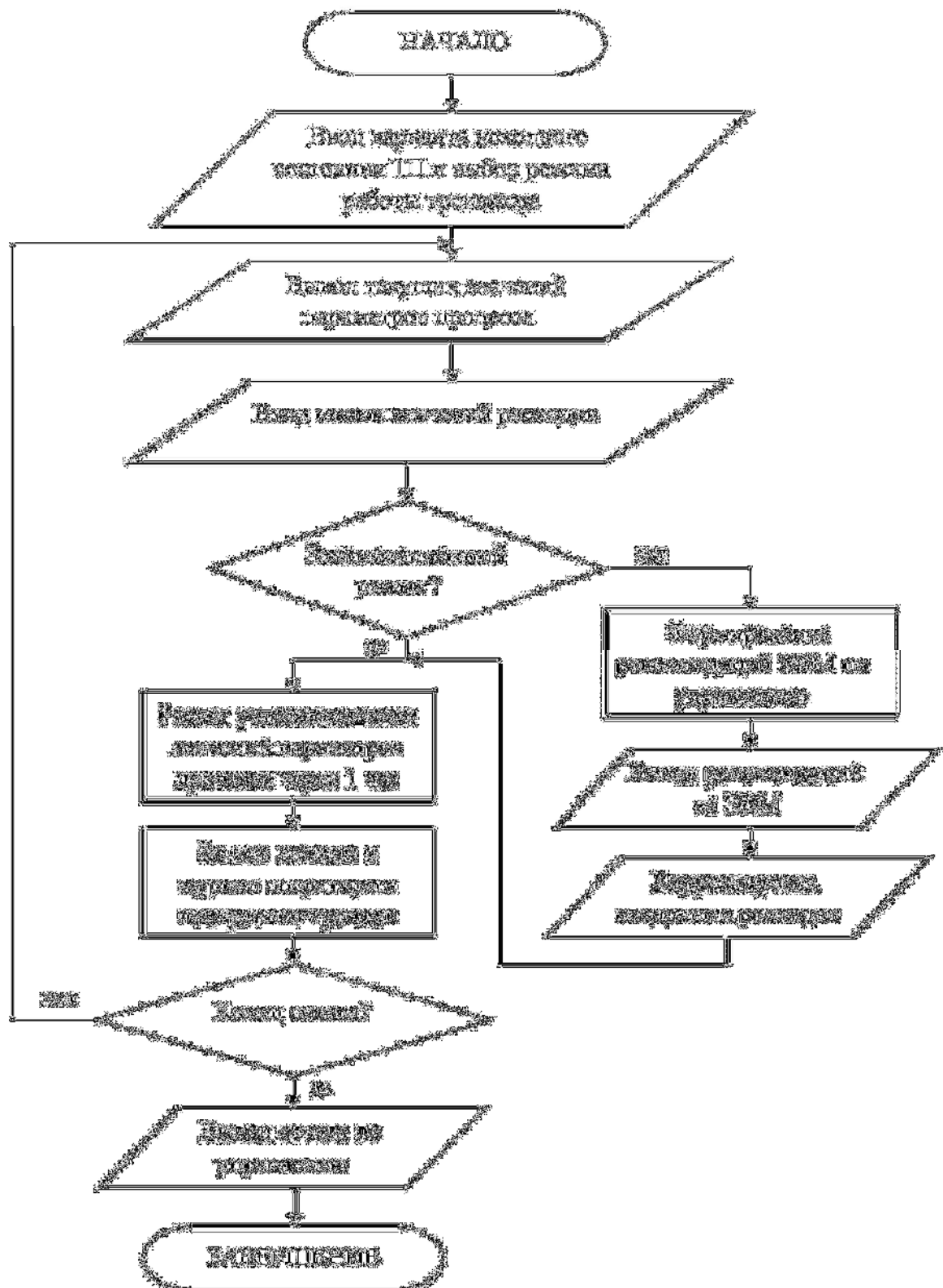
Структурная схема подсистем наблюдения состояния объекта и стабилизации технологических параметров процесса экстракции



Экранная форма «Панель системы контроля и управления технологическими параметрами»



Алгоритм работы тренажера оператора ТП производства ЭФК



Экранные формы вспомогательных графических окон

Выберите вариант исходных характеристик процесса и нажмите кнопку "Приступить"

ИСХОДНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА						
№ варианта	C_SO3_1 г/л	C_SO3_2 г/л	C_P2O5 %	C_тверд_1 Ж:Т	C_тверд_2 %	Уровень м
1	24	37	37,2	2,65	28,2	1,07
2	7	27	33,1	2,46	29,7	0,62
3	21	31	37,1	2,22	31,9	0,73
4	5	10	34,3	2,92	26,3	0,95
5	12	19	35,7	2,91	26,4	1,1
6	25	39	37,9	2,29	31,2	0,99
7	13	17	36,4	2,95	26,1	0,87
8	22	40	37,5	2,21	32,0	0,6
9	6	12	33,8	2,97	26,0	0,75

ЖЕЛАЕМЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА						
	16	25	35,3	2,62	28,4	0,83

☐ Экзаменационный режим
(В экзаменационном режиме рекомендация ЭВМ недоступны)

Введите № варианта:

Графическое окно начала работы тренажера

ЭВМ рекомендованы следующие значения расходов:

- расход апатита
WIRC-204-3+WIRC-208-3 =
- расход H2SO4 в первую банку
FIRC-204-3+FIRC-205-3 =
- расход H2SO4 во вторую банку
FIRC-206-3 =
- расход воды на промывку
FIRC-218-3+FIRC-218-6+FIRC-216-3+
+FIRC-216-6+FIRC-245-3+FIRC-245-6=
- расход пульпы на фильтр
FIRC-217-3-1+FIRC-217-6-1 =
- расход продукционной кислоты
FIRC-223-3+FIRC-223-6 =

Графическое окно рекомендаций ЭВМ

ЖУРНАЛ ОПЕРАТОРА																
Часы работы	Экстрактор									КВФ-3			КВФ-6			Раствор разбав- ления м3/час
	Расход			Анализ пульпы					Уровень	Расход			Расход			
	Апатит т/час	Серная кислота поз.19-1 м3/час	поз.19-2 м3/час	SO3 поз.19-1 г/л	SO3 поз.19-2 г/л	P2O5 %	Твердое поз.19-1 Ж:Т	Твердое поз.19-2 %		от крышки мм	Пульпа на КВФ м3/час	Вода на пром. м3/час	Продукц кислота потреб. м3/час	Пульпа на КВФ м3/час	Вода на пром. м3/час	
0(исх)	98,0	48,7	4,53	24,0	37,0	37,2	2,65	28,2	1,070	150,3	48,7	33,1	150,3	48,7	33,1	238,0
1	98,0	47,3	2,95	19,2	35,3	36,5	2,63	28,2	1,015	144,0	55,9	33,4	144,0	55,9	33,4	228,5
2	98,0	48,2	4,44	16,3	28,2	36,1	2,63	28,3	0,954	144,0	55,8	34,6	144,0	55,8	34,6	225,9
3	98,0	48,5	3,87	16,4	26,8	35,7	2,62	28,4	0,892	144,0	55,9	34,5	144,0	55,9	34,5	226,2
4	98,0	48,7	4,20	16,0	25,3	35,5	2,62	28,4	0,841	144,7	53,8	33,9	144,7	53,8	33,9	227,2
5																
6																
7																
8																
9																
10																
11																
12																
Тренды:																

Графическое окно журнала оператора

КОНЕЦ СМЕНЫ

ИЗМЕНЕНИЕ ХАРАКТЕРИСТИК ПРОЦЕССА ЗА СМЕНУ:

Время работы	C_SO3_1, г/л	C_SO3_2, г/л	C_P2O5, %	C_тв_1, Ж:Т	C_тв_2, %	Уровень, м
0 (исх.)	24,0	37,0	37,2	2,65	28,2	1,07
1	19,2	35,3	36,5	2,63	28,2	1,01
2	16,3	28,2	36,1	2,63	28,3	0,95
3	16,4	26,8	35,7	2,62	28,4	0,89
4	16,0	25,3	35,5	2,62	28,4	0,84
5	16,0	25,3	35,3	2,62	28,4	0,83
6	16,0	25,0	35,3	2,62	28,4	0,83
7	16,0	25,0	35,3	2,62	28,4	0,83
8	16,0	25,0	35,3	2,62	28,4	0,83
9	16,0	25,0	35,3	2,62	28,4	0,83
10	16,0	25,0	35,3	2,62	28,4	0,83
11	16,0	25,0	35,3	2,62	28,4	0,83
12	16,0	25,0	35,3	2,62	28,4	0,83

ЖЕЛАЕМЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ:

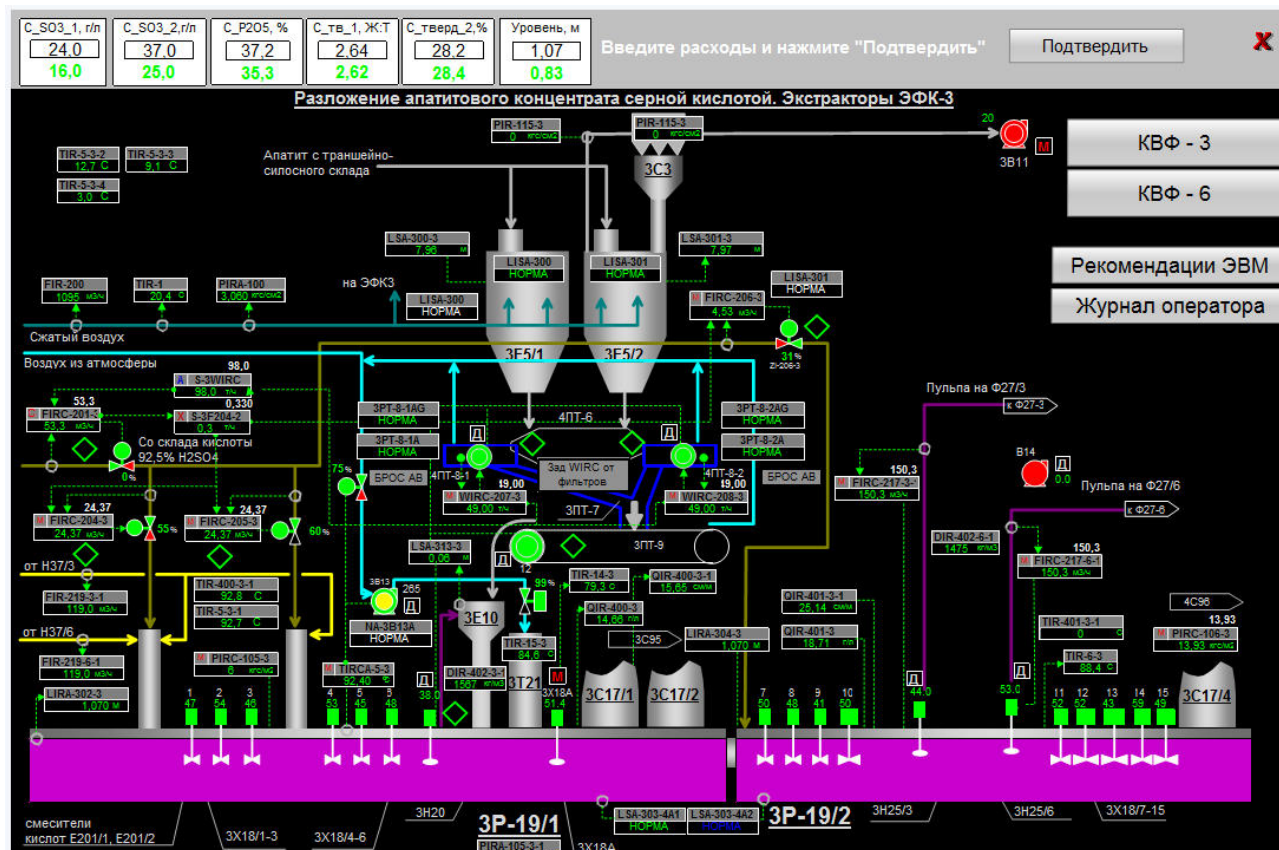
16,0	25,0	35,3	2,62	28,4	0,83
------	------	------	------	------	------

Просмотреть журнал оператора

ЗАВЕРШИТЬ РАБОТУ

Графическое окно завершения работы тренажера

Экранная форма «Панель управления ТП экстракции фосфорной кислоты
отделения ЭФК-3,4»



Акт внедрения

УТВЕРЖДАЮ:



Заместитель директора
по учебно-методической работе
СТИ НИТУ «МИСиС»

Е.В. Ильичева Е.В. Ильичева
«*21*» *сентября* 2015 г.

АКТ ВНЕДРЕНИЯ

Комиссия в составе зав. каф. «Автоматизированные и информационные системы управления» (АИСУ), д.т.н., проф. Еременко Ю.И., проф. каф. АИСУ, к.т.н. Кривоносова В.А. и аспиранта каф. АИСУ Бабенкова В.А. составила настоящий акт о том, что на кафедре АИСУ внедрены в учебный процесс методические разработки, выполненные на основании исследований, проведенных в диссертационной работе Бабенкова Владимира Александровича «Повышение эффективности управления технологическими процессами с использованием наблюдателей и регуляторов состояния (на примере производства экстракционной фосфорной кислоты)».

Приведенные в диссертационной работе подход к математическому моделированию сложных технологических процессов, используемый при построении многосвязной динамической математической модели процесса экстракции фосфорной кислоты, непрерывно-дискретный наблюдатель состояния для динамических объектов, выходы которых измеряются в дискретные моменты времени с большим периодом, а также многосвязная система контроля и управления технологическими параметрами на основе наблюдателей и регуляторов состояния применяются в учебном процессе в рамках реализации учебного плана подготовки бакалавров по направлению 220700.62 «Автоматизация технологических процессов и производств» в дисциплинах «Моделирование систем и процессов» и «Проектирование систем управления».

Зав. каф. АИСУ, проф.

Проф. каф. АИСУ

Аспирант каф. АИСУ

Ю.И. Еременко
В.А. Кривоносов
В.А. Бабенков

Еременко Ю.И.

Кривоносов В.А.

Бабенков В.А.

**Акт о результатах внедрения программного тренажера по управлению
технологическим процессом получения фосфорной кислоты для отделения ЭФК-
3,4 ООО «Балаковские минеральные удобрения»**

Открытое акционерное общество



**«Научно-исследовательский институт по
удобрениям и инсектофунгицидам имени
профессора Я.В. Самойлова»**



(ОАО «НИУИФ»)

УТВЕРЖДАЮ

Генеральный директор ОАО «НИУИФ»,
кандидат технических наук

Б.В. Левин

« _____ » 2014 г.



АКТ

**о результатах внедрения
программного тренажера по управлению технологическим процессом
получения экстракционной фосфорной кислоты для отделения экстракции
ЭФК 3,4 ООО «Балаковские минеральные удобрения»**

Комиссия в составе:

председатель комиссии: Сущев Владимир Сергеевич - зав. отделом качества и стандартизации ОАО «НИУИФ»;

члены комиссии: Норов Андрей Михайлович – зав. отделом технологии удобрений ОАО «НИУИФ»;

Кузнецов Евгений Михайлович – зав. лабораторией ЭФК ОАО «НИУИФ»

составила настоящий акт о том, что «Программный тренажер по управлению технологическим процессом получения экстракционной фосфорной кислоты для отделения экстракции ЭФК 3,4 ООО «Балаковские минеральные удобрения»» (в дальнейшем «Тренажер») внедрен в эксплуатацию в 2013 г. в ОАО «НИУИФ» и в ООО «Балаковские минеральные удобрения». Разработчики «Тренажера» и инструкции по его использованию: Кривоносов Владимир Алексеевич – профессор кафедры АИСУ Старооскольского технологического института (филиал) НИТУ МИСиС, Бабенков Владимир Александрович – аспирант кафедры АИСУ СТИ НИТУ МИСиС и Соколов Валерий Васильевич – зав. лабораторией ОАО «НИУИФ».

Комиссия по результатам внедрения и эксплуатации «Тренажера» установила :

**Открытое акционерное общество «Научно-исследовательский институт по
удобрениям и инсектофунгицидам имени профессора Я.В.Самойлова»
(ОАО «НИУИФ»)**

1. «Тренажер» достоверно имитирует на ЭВМ динамику изменения основных технологических параметров процесса экстракции фосфорной кислоты отделения ЭФК 3,4 ООО «БМУ», а также формирует рекомендации по оптимальному управлению технологическим процессом.

2. Эксплуатация «Тренажера» позволила повысить качество обучения операторов и аппаратчиков отделения экстракции, уменьшить сроки их подготовки и организовать периодическую проверку уровня их квалификации.

3. Использование «Тренажера» в подготовке оперативного персонала способствует снижению числа нарушений технологического регламента производства экстракционной фосфорной кислоты в отделении ЭФК 3,4 ООО «БМУ»

4. Комиссия рекомендует использовать положительный опыт по внедрению и эксплуатации «Тренажера» для реализации на других предприятиях отрасли.

Председатель комиссии:



/Сущев В.С./

Члены комиссии:




/Норов А.М./

/Кузнецов Е.М./

Акт о проведении испытаний системы контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции фосфорной кислоты в отделении ЭФК-3,4 Балаковского филиала АО «Апатит»

УТВЕРЖДАЮ
Генеральный директор
АО «НИУИФ»,
кандидат технических наук
Ю.Д. Черненко
_____ 2015 г.



АКТ

о проведении испытаний системы контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции фосфорной кислоты в отделении ЭФК-3,4 Балаковского филиала АО «Апатит»

Мы, нижеподписавшиеся представители комиссии:
от АО «НИУИФ»:
- Кузнецов Е.М. - зав. лабораторией ЭФК
- Соколов В.В. – к.т.н., зав. лабораторией качества и сертификации

от СТИ НИТУ «МИСиС»:
- Кривоносов В.А. – к.т.н., проф. кафедры автоматизированных и информационных систем управления (АИСУ)
- Бабенков В.А. – аспирант кафедры автоматизированных и информационных систем управления

составили настоящий акт о том, что для Балаковского филиала АО «Апатит» (отделении ЭФК-3,4) при непосредственном участии аспиранта кафедры АИСУ Бабенкова Владимира Александровича была разработана и испытана система контроля и управления технологическими параметрами процесса экстракции фосфорной кислоты.

Технологический процесс производства ЭФК в отделении ЭФК-3,4 реализован в полугидратном режиме с двухзонным сульфатным режимом. Основные технологические агрегаты: двухсекционный экстрактор общим объемом 900 м³ и два карусельных вакуум-фильтра с фильтрующей поверхностью по 80 м².

Регламентный режим характеризуется следующими показателями эффективности:

- коэффициент разложения $K_{РАЗ}$ – не менее 97,4%;
- коэффициент отмывки $K_{ОТМ}$ – не менее 98%;
- коэффициент выхода $K_{ВЫХ}$ – не менее 95,4%.

Разработанная система контроля и управления выполнена в виде прикладного программного обеспечения АСУ ТП и испытана в режиме «советчика» оператора ТП, который при управлении процессом выполняет выбор текущих параметров для контуров стабилизации расходов потоков реагентов с целью ведения технологического процесса в регламентном режиме.

Данная система выполняет следующие функции:

- формирует непрерывные оценки показателей концентрационного состава пульпы на основе имеющихся в АСУ ТП данных о текущих расходах основных потоков реагентов и данных лабораторного анализа от лаборатории;
- рассчитывает и выдает оператору ТП в виде рекомендаций значения желаемых текущих параметров для контуров управления расходами материальных потоков.

Комиссия по результатам испытаний системы контроля и управления технологическими параметрами процесса производства ЭФК установила:

1. Система контроля и управления достоверно выполняет оценку концентрационного состава пульпы, рассогласования между данными лабораторного анализа и расчетными значениями соизмеримы с погрешностями лабораторного анализа.
2. При использовании оператором ТП рекомендаций, рассчитываемых системой контроля и управления, наблюдается стабилизация параметров пульпы, а также гидродинамического и температурного режимов работы экстрактора. Обработка статистических данных позволяет выявить снижение значений дисперсий D_i концентрационных характеристик пульпы, а также уровня пульпы в экстракторе:
 - содержание SO_3 в жидкой фазе пульпы 1-го бака экстрактора: с $D_{SO31}^H=2,89$ до $D_{SO31}^K=2,14$;
 - содержание SO_3 в жидкой фазе пульпы 2-го бака экстрактора: с $D_{SO32}^H=2,97$ до $D_{SO32}^K=2,09$;
 - содержание P_2O_5 в жидкой фазе пульпы 1-го бака экстрактора: с $D_{P2O5}^H=0,59$ до $D_{P2O5}^K=0,51$;
 - содержание твердого вещества в пульпе 1-го бака экстрактора: с $D_{ТВ}^H=0,61$ до $D_{ТВ}^K=0,29$;
 - уровень H пульпы в экстракторе: с $D_H^H=0,032$ до $D_H^K=0,021$.
3. Проведенное испытание системы контроля и управления позволило повысить значение коэффициента разложения (K_{PA3}) со среднего значения за последние 5 месяцев, равного $K_{PA3}^H=97,4\%$, до $K_{PA3}^K=97,5\%$; коэффициента отмывки с $K_{ОТМ}^H=98,4\%$ до $K_{ОТМ}^K=98,6\%$, что в итоге определило повышение коэффициента выхода со среднего значения $K_{ВЫХ}^H=95,8\%$ до $K_{ВЫХ}^K=96,1\%$.

На основании полученных результатов испытаний комиссией принята к внедрению система контроля и управления в автоматическом режиме и рекомендовано использовать опыт разработки и внедрения для реализации на других предприятиях отрасли.

от Научно-исследовательского института по удобрения и инсектофунгицидам имени профессора Я.В. Самойлова (АО «НИУИФ»):

Зав. лабораторией ЭФК

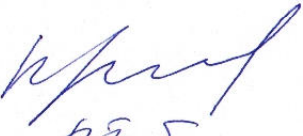
 Е. М. Кузнецов

Зав. лабораторией качества и сертификации

 В.В. Соколов;

от Старооскольского технологического института им А.А. Угарова (СТИ НИТУ «МИСиС»):

Профессор кафедры АИСУ

 В.А. Кривоносов

Аспирант кафедры АИСУ

 В.А. Бабенков

Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ

№2014619294

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2014619294

**Тренажер оператора технологического процесса
производства экстракционной фосфорной кислоты на ООО
«Балаковские минеральные удобрения»**

Правообладатель: *Федеральное государственное автономное
образовательное учреждение высшего профессионального
образования «Национальный исследовательский технологический
университет «МИСиС» (RU)*

Авторы: *Кривоносов Владимир Алексеевич (RU), Бабенков
Владимир Александрович (RU), Соколов Валерий Васильевич
(RU)*



Заявка № 2014616963

Дата поступления 17 июля 2014 г.

Дата государственной регистрации

в Реестре программ для ЭВМ 12 сентября 2014 г.

Врио руководителя Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

Л.Л. Кирий

Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ

№2015614179

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2015614179

**Система стабилизации технологических параметров
процесса экстракции фосфорной кислоты**

Правообладатель: *Федеральное государственное автономное
образовательное учреждение высшего профессионального
образования «Национальный исследовательский технологический
университет «МИСиС» (RU)*

Авторы: *Кривоносов Владимир Алексеевич (RU),
Бабенков Владимир Александрович (RU)*



Заявка № 2015610799

Дата поступления 13 февраля 2015 г.

Дата государственной регистрации

в Реестре программ для ЭВМ 08 апреля 2015 г.

Врио руководителя Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

Л.Л. Кирий