

Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
«Национальный исследовательский Томский политехнический университет»

На правах рукописи

ПИСАРЕВ МИХАИЛ ОЛЕГОВИЧ

**ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ УГЛЕВОДОРОДОВ В
АППАРАТАХ УСТАНОВКИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ
ГАЗА В ДИНАМИЧЕСКИХ УСЛОВИЯХ**

05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель

Ивашкина Елена Николаевна
доктор технических наук, доцент

Томск – 2016

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	6
1 Анализ современного состояния процессов и моделей подготовки и разделения углеводородного газа и газового конденсата	17
1.1 Современные технологии подготовки и разделения углеводородного газа и газового конденсата	17
1.2 Современные требования к подготовленному природному углеводородному газу	31
1.3 Современное оборудование и имитационные динамические модели в технологии подготовки газа	33
1.4 Современные компьютерные моделирующие системы химико-технологических процессов подготовки нефти, газа и газового конденсата .	40
1.5 Компьютерные тренажеры в химической технологи нефти и газа	42
1.6 Динамическое моделирование химико-технологических процессов.....	44
1.7 Существующие математические модели массообменных процессов разделения многокомпонентных систем	46
1.7.1 Моделирование процесса сепарации углеводородного сырья.....	46
1.7.2 Реализованные модели процессов разделения углеводородных систем	47
1.8 Постановка цели и задач исследования	47
Выводы по 1 главе.....	50
2 Методология и методы исследования аппаратов технологической схемы.....	52
2.1 Технологическая схема установки низкотемпературной сепарации газа.	52
2.2 Основные параметры режима работы установки низкотемпературной сепарации	55
2.3 Учет динамических условий при моделировании процессов подготовки газа и газового конденсата	57
2.4 Формирование динамической математической модели химико-технологической системы процессов подготовки газа и газового конденсата	59
Выводы по 2 главе.....	64

3 Разработка имитационной динамической модели установки комплексной подготовки газа на основе математических моделей процессов разделения многокомпонентных углеводородных смесей.....	65
3.1. Математическое описание теплообменного оборудования	65
3.2 Математическое описание сепарационного оборудования	66
3.3 Математическое описание разделителей жидкости	69
3.4 Математическое описание регулирующих клапанов	70
3.5 Математическое описание компрессорного оборудования.....	75
3.6 Математическое описание эжекторного оборудования.....	77
3.7 Этапы разработки имитационных динамических моделей для процесса низкотемпературной сепарации газа.....	78
3.7.1 Анализ физико-химических закономерностей процессов, протекающих в аппаратах технологической схемы подготовки газа и газового конденсата	80
3.7.2 Алгоритмы расчета динамических моделей элементов ХТС.....	87
3.7.3 Программная реализация уравнений технологической схемы с учетом модульного принципа формирования математической модели.	91
3.7.4 Сопоставление результатов моделирования процесса низкотемпературной сепарации газа в различных расчетных системах.....	95
3.8 Анализ работы промышленной установки процесса низкотемпературной сепарации.	98
Выводы по 3 главе.....	105
4 Влияние управляющих параметров на эффективность работы установки низкотемпературной сепарации с использованием имитационных динамических моделей.	107
4.1 Исследование влияния управляющих параметров на режимы работы установки низкотемпературной сепарации	108
4.2 Оценка влияния нанесения и снятия возмущения на режимы работы аппаратов технологической схемы установки подготовки газа и газового конденсата.....	121
4.3 Оценка влияния нанесения и снятия возмущения на выход продуктов в химико-технологической системе	124
4.4 Разработка компьютерного тренажера для обучения персонала технологической установки подготовки газа и газового конденсата.....	126
4.5 Показатели экономической эффективности.....	129

4.6 Оценка влияния выпадения жидкой фазы в товарном газопроводе.....	137
Выводы по 4 главе.....	145
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	148
ВЫВОДЫ	149
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	152
ПРИЛОЖЕНИЯ	165

СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ

НТС – низкотемпературная сепарация;
НТК – низкотемпературная конденсация;
ТУ – технологическая установка;
ТТР – температура точки росы;
УКПГ – установка комплексной подготовки газа;
СТО – стандарт организации;
ГПЗ – газоперерабатывающий завод;
НКГМ – нефтегазоконденсатное месторождение;
ПХГ – подземное хранилище газа;
УПГТ – установка подготовки газа к транспорту;
ШФЛУ – широкая фракция легких углеводородов.

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы

Наиболее распространённой и востребованной технологией подготовки газа и газового конденсата в России является процесс низкотемпературной сепарации. В настоящее время для прогнозирования работы аппаратов химико-технологических процессов, в том числе в рамках проектирования установок, применяются моделирующие системы, описывающие стационарные режимы их работы. Это позволяет произвести подбор оборудования и оптимизировать технологический режим его работы. Но не позволяют прогнозировать поведение системы в динамических условиях. В частности, наиболее распространённым примером такого воздействия является резкое кратковременное изменение состава сырья, поступающего на вход установки комплексной подготовки газа.

Прогнозирование отклонений в работе установки, установление их величины и определение мер оперативного регулирования параметров технологического процесса с целью поддержания режимов работы аппаратов технологической схемы в заданных границах обеспечивает стабильное поведение системы, устойчивое к колебаниям, вызванным внешними факторами или нештатными отклонениями в работе элементов системы, а также безопасный переход из одного стационарного режима работы на другой. Использование стационарных математических моделей не позволяет описать физико-химические процессы, происходящие в динамических условиях работы аппаратов, возникающие в результате инерционных переходных процессов в сопряженных элементах химико-технологической системы.

Решение задачи повышения устойчивости системы при динамических воздействиях и сокращения времени планового изменения режима работы позволяет предотвратить отклонение параметров продукта (осушенного газа)

от требований стандарта и предотвратить последствия не регламентной работы. Данная задача решается путем оптимизации процесса разделения углеводородов в аппаратах низкотемпературной сепарации газа в динамических условиях, основываясь на оценке различных вариантов работы действующей промышленной установки с использованием имитационной динамической модели, учитывающей закономерности фазовых превращений углеводородных систем, базирующиеся на химии слабых взаимодействий, и процессов теплопередачи.

При отсутствии корректирующих воздействий, компенсирующих эффекты динамических процессов, происходят негативные изменения параметров работы установки и составов и параметров осушенного газа и конденсата. Потери от снижения добычи конденсата в денежном выражении в годовом выражении чистого дохода за счет не учета динамических явлений в работе установки при переходе между режимами оцениваются в 1 млн. руб. при консервативном варианте расчета потерь. В натуральном выражении недополучение конденсата оценивается в 3–4 тыс. т в год. Потери, связанные с избыточным пропуском средств очистки и диагностики оцениваются в годовом выражении в сумму 4 млн. руб.

Работа по установлению параметров работы установки при помощи динамической модели, учитывающей закономерности фазовых превращений углеводородных систем, базирующиеся на химии слабых взаимодействий, и процессов теплопередачи, является актуальной.

Имитационная динамическая модель может быть использована для отработки действий технологического персонала в случае возникновения аварийных ситуаций, разработки способов их предотвращения и нивелирования возможных негативных последствий на действующих установках комплексной подготовки газа (УКПГ) и дезтанизации и стабилизации газового конденсата (УДСК).

Работа в области построения имитационной динамической модели процесса низкотемпературной сепарации газа, пригодной для оптимизации

работы действующих промышленных установок подготовки газа и газового конденсата и входящих в них аппаратов, является актуальной.

Работа выполнена при поддержке гранта Президента Российской Федерации (регистрационный номер СП-477.2015.1, 2015-2017 гг.).

Степень разработанности темы

В настоящее время процессы подготовки газа и газового конденсата достаточно хорошо изучены. Значительный вклад в технологическое совершенствование процессов подготовки газа внесли Г.А. Ланчаков (изучение процессов сбора и подготовки газа на поздних стадиях разработки газовых месторождений, оптимизация системы подготовки с целью снижения затрат и продление времени разработки месторождений), Г.К. Зиберт (оптимизация схемы построения системы низкотемпературной сепарации газа с целью повышения КПД процесса за счет рекуперации и использования промежуточных и конечных продуктов в качестве абсорбентов), А.И. Скобло (исследования в области массообменных устройств, гидродинамики и теплообмена в газовых средах) и др.

В работах представителей научной школы проф. Кравцова А.В. в Томском политехническом университете по математическому моделированию процессов подготовки и переработки углеводородного сырья Ушевой Н.В., Барамыгиной Н.А., Масловым А.С. и др. рассматриваются стационарные математические модели процессов подготовки газа и газового конденсата, позволяющие определять оптимальные режимы работы установок подготовки и транспорта газа. Представителями научной школы проф. Бахтизина Р.Н. в Уфимском государственном нефтяном технологическом университете по математическому моделированию процессов нефтегазодобычи построены математические модели релаксационных тепловых процессов при наличии фазовых переходов в таких системах. При этом, процессы откликов на динамические воздействия переходов между стационарными режимами исследованы не достаточно.

Объект исследования: технология и аппаратное оформление установки комплексной подготовки газа на основе процесса низкотемпературной сепарации.

Предмет исследования: процессы сепарационного разделения многокомпонентных смесей при низких температурах, протекающие в промышленных аппаратах технологической схемы установки комплексной подготовки газа.

Целью работы является создание условий эффективного процесса разделения углеводородов в аппаратах установки комплексной подготовки газа с уменьшением содержания тяжелых углеводородов C_{5+} и сохранением точки росы по воде и углеводородам путем повышения стабильности работы при возникновении переходных режимов с применением имитационной динамической модели, учитывающей закономерности фазовых превращений углеводородных систем, базирующиеся на химии слабых взаимодействий, и процессов теплопередачи.

Для достижения поставленной цели решались следующие задачи:

1. Исследование процесса низкотемпературной сепарации газа и установление закономерностей изменения параметров фазового равновесия, связанных с установлением термобарических условий и расходов жидкостей и газа, и их влияния на переходные режимы работы аппаратов в динамических условиях. Определение унифицированной структуры технологической схемы процесса низкотемпературной сепарации газа, а также состава аппаратов, требующих создания математических моделей для полного описания работы установки.

2. Расчет физических свойств (вязкость, плотность, теплоемкость и теплопроводность) смесей на входе в аппараты (сепараторы, разделители жидкости, теплообменники, воздушные холодильники, компрессоры и эжекторы). Определение термодинамических параметров процессов, протекающих в аппаратах технологической установки низкотемпературной сепарации (энтальпия, константа фазового равновесия, давления

насыщенных паров), включая определение кривых конденсации и парообразования.

3. Построение имитационной динамической модели процесса низкотемпературной сепарации газа, основанной на математических моделях отдельных аппаратов и установленных связях между ними. Проверка программно-реализованной имитационной динамической модели на адекватность отображения реальных процессов, протекающих в действующих аппаратах технологической схемы установки низкотемпературной сепарации газа в стационарных и динамических условиях.

4. Разработка технических решений, направленных на повышение стабильности работы установки низкотемпературной сепарации газа при возникновении переходных режимов с целью поддержания степени осушки газа и уменьшения отклонения от требуемых показателей качества продукции с применением имитационной динамической модели.

Научная новизна

1. Установлено, что в динамических условиях давление и температура химико-технологической системы, расход и состав углеводородных потоков изменяются нелинейно под действием инерционных процессов и обратных связей при переходе в устойчивое состояние.

2. Установлено, что унос одной фазы с другой в аппаратах низкотемпературной сепарации газа определяется условиями достижения парожидкостного равновесия, типом и конструкцией аппаратов и характеризуется коэффициентами уноса в уравнениях материальных балансов аппаратов, учитывающих закономерности фазовых превращений углеводородных систем, базирующихся на химии слабых взаимодействий. Так, при увеличении температуры поступающего сырья на первой ступени сепарации на 5°C при неизменных управляющих параметрах установки расход осушенного газа возрастает на 2,5 % за счет увеличения содержания

тяжелых углеводородов C_{5+} , что влечет увеличение точки росы осушенного газа по углеводородам. Кроме того, константа фазового равновесия для метана при изменении давления от 63,4 атм до 64,3 атм и сопутствующем изменении температуры от $-11,0^{\circ}\text{C}$ до $-10,3^{\circ}\text{C}$ в пределах от 0,659 до 0,654.

3. Установлено, что влияние на точку росы осушенного газа резкого повышения содержания жидких углеводородов (с 1-5% до 70-80% объема углеводородной смеси) на входе в установку низкотемпературной сепарации газа снижается при снижении расхода осушенного газа и повышении давления в сепараторе. Это позволяет достичь снижения эффекта изменения точки росы осушенного газа на 55-60% от величины отклонения без корректирующих воздействий.

Теоретическая значимость работы заключается в получении новых научных знаний о термодинамических условиях (температуры, давления, расхода углеводородной смеси, констант фазового равновесия) процессов сепарационного разделения углеводородов и расширении представлений о парожидкостном равновесии в динамических условиях.

Практическая значимость

1. Разработаны математические модели теплообменного, сепарационного, эжекционного оборудования и регулирующей арматуры технологической установки низкотемпературной сепарации газа, реализованные в виде прикладной программы, пригодной для проведения численных исследований, прогнозных и оптимизационных расчетов (свидетельство о регистрации программы для ЭВМ №2015663023).

2. На основе использования детализированных математических моделей аппаратов разработана и внедрена методика расчета технологических параметров установки низкотемпературной сепарации газа, которая позволяет в режиме реального времени с учетом взаимного влияния режимов работы аппаратов прогнозировать изменение температуры,

давления и расходов углеводородных потоков и отслеживать переходные процессы при внесении внешних возмущений, а также предсказывать изменение товарных свойств газа на выходе. Определено, что скорость изменения режима работы значительным образом влияет на отклонение параметров осушенного газа от нормативного значения. При изменении степени открытия регулирующего клапана по газу на первой ступени сепарации (с 28% до 10 % за 40 секунд) точка росы по углеводородам изменяется от нормативного значения $-10,5^{\circ}\text{C}$ до $-9,5^{\circ}\text{C}$ и возвращается в исходное состояние за время около 2 часов работы установки. Предложена допустимая скорость изменения режима работы установки, позволяющая предотвратить отклонения параметров осушенного газа от требований СТО Газпром 089-2010.

Разработана имитационная динамическая модель процесса низкотемпературной сепарации газа, пригодная для проведения численных исследований динамических изменений в работе действующих установок при смене значений управляющих параметров. Имитационная динамическая модель процесса низкотемпературной сепарации газа позволяет оценивать время достижения нового установившегося режима, учитывать все сопутствующие колебания параметров работы аппаратов, входящих в состав промышленной установки. Даны рекомендации работы установки с наиболее эффективным разделением углеводородной смеси.

3. Разработанная имитационная динамическая модель может быть широко использована при выполнении исследований работоспособности и безопасности технологических установок в рамках методик HAZID (Hazard Identification Studies – идентификация опасностей) и HAZOP (Hazard and Operability Study – анализ опасности и работоспособности).

На основе имитационной динамической модели процесса низкотемпературной сепарации газа разработан компьютерный тренажер, позволяющий повысить квалификацию инженерно-технического персонала промышленной установки в области управления установкой и реагирования

на нештатные ситуации для предотвращения аварийных ситуаций и поддержания требуемых параметров продуктов, который может быть использован в образовательном процессе в высших учебных заведениях. Акт об использовании результатов работы в образовательный процесс в Национальном исследовательском Томском политехническом университете прилагается.

Методология работы

Определение состава исходного сырья. Исследование влияния динамических условий на эффективности разделение углеводородной смеси в аппаратах установки низкотемпературной сепарации.

Проведение исследований базировалось на стратегии системного анализа и использовании метода математического моделирования процессов тепло- и массообмена. Моделирование сепарационных процессов в аппаратах химико-технологической системы основывалось на индивидуальных свойствах компонентов и условиях парожидкостного равновесия.

Моделирование процессов подготовки газа и газового конденсата осуществлялось на основе иерархического подхода с описанием количественных закономерностей процессов в реальных условиях.

Методы диссертационного исследования

Моделирование процесса низкотемпературной сепарации газа основывалось на описании поведения системы с использованием законов Дж. Дальтона, Ф. М.Рауля и Коновалова Д.П.

Константы фазового равновесия рассчитывались на основе применения методики Шилова В.И. и уравнения состояния Soave-Redlich-Kwong (SRK) для углеводородов и уравнения состояния Тека-Стила для полярных веществ.

Теплопередача в моделируемых аппаратах рассчитывалась с использованием основного уравнения теплопередачи. Скорость осаждения

(всплывания) капель дисперсной фазы в сплошной среде для ламинарного режима течения оценивалась с использованием закона Дж. Стокса.

Состав сырья и продуктов установки комплексной подготовки газа определялся методом газовой хроматографии.

Положения, выносимые на защиту:

1. Положение о многофакторном нелинейном изменении параметров химико-технологической системы под действием инерционных процессов и обратных связей в процессе низкотемпературной сепарации газа при внесении управляющих воздействий и последующем переходе системы в устойчивое состояние.

2. Положение о снижении влияния переходных процессов на качество осушки газа путем создания условий эффективного процесса разделения углеводородов для уменьшения содержания тяжелых компонентов C_{5+} в осушенном газе при разделении углеводородов в аппаратах низкотемпературной сепарации.

Достоверность результатов работы

Достоверность полученных результатов, выводов и разработанных рекомендаций основывается на высокой степени надежности применяемых методик расчета физических свойств (вязкость, плотность, теплоемкость и теплопроводность) компонентов, входящих в состав смеси на входе в аппараты (сепараторы, разделители жидкости, теплообменники, воздушные холодильники, компрессоры и эжекторы) и термодинамических параметров процессов, протекающих в аппаратах технологической установки низкотемпературной сепарации газа, а также адекватности разработанной имитационной динамической модели реальным данным с УКПГ Мыльджинского газоконденсатного месторождения. Оценка адекватности проводилась по хроматографическим исследованиям проб газа, отобранных после аппаратов С1, С2, С3, РЖ-1 и РЖ-2 в десяти различных временных

моментах путем сравнения с результатами расчетов модели при задании соответствующих режимов.

Личный вклад

Состоит в сборе и анализе экспериментальных данных по процессам осушки природного газа и подготовки к транспорту, в разработке алгоритмов расчета параметров работы оборудования при динамических изменениях управляющих параметров на основе нестационарных моделей элементов химико-технологической системы, выполнении оптимизации показателей работы установки подготовки газа и газового конденсата посредством исследований на имитационной динамической модели процесса низкотемпературной сепарации газа, созданной на базе математических моделей аппаратов технологической системы подготовки газа и газового конденсата. Результаты исследований являются оригинальными и получены лично соискателем, или при его непосредственном участии.

Апробация работы

Основные результаты работы доложены и обсуждены Всероссийской научно-практической конференции, посвященной 75-летию со дня рождения заслуженного деятеля науки РФ, профессора А.В. Кравцова (г. Томск, 2013); научно-практической конференции STT (г.Томск, 2011), XV Международной научно- практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва (г. Томск, 2014); Международной научно-практической конференции «Нефтегазопереработка-2014» (г. Уфа, 2014); Международном симпозиуме имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых, посвященном 115-летию со дня рождения академика Академии наук СССР, профессора К.И. Сатпаева, 120-летию со дня рождения члена-корреспондента Академии наук СССР, профессора Ф.Н. Шахова (г.Томск, 2014); Международной научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых «Современные техника и

технологии» (г.Томск, 2014); Международной научно-методической конференции «Современное образование: практико-ориентированные технологии подготовки инженерных кадров» (г.Томск, 2015); XX Международном научном симпозиуме студентов и молодых ученых имени академика М. А. Усова «Проблемы геологии и освоения недр», посвященном 120-летию со дня основания Томского политехнического университета(г.Томск, 2016); XVII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых «Химия и химическая технология в XXI веке» имени профессора Л.П. Кулёва, посвященной 120-летию Томского политехнического университета (г. Томск, 2016).

Публикации. По теме работы опубликовано 16 работ, в том числе 5 статей в журналах из списка ВАК, 2 из которых опубликованы в изданиях, индексируемых Scopus, получено 1 свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ.

1 Анализ современного состояния процессов и моделей подготовки и разделения углеводородного газа и газового конденсата

1.1 Современные технологии подготовки и разделения углеводородного газа и газового конденсата

Природный газ является одним из самых экологически чистых и востребованных источников энергии, требующий определенной подготовки перед использованием в промышленности или быту. Установки подготовки газа к транспорту (УКПГ) обеспечивают выполнение определенных требований к качеству транспортируемого газа, основные из них - обеспечение необходимой температуры точки росы (ТТР) по воде и углеводородам.

В природном газе, поступающем на установку подготовки, кроме метана также содержатся более тяжелые углеводороды (C_2 - C_{6+}), пары воды и метанола. Иногда присутствуют инертные газы, азот и диоксид углерода, а также компоненты, содержащие серу, такие как H_2S , органические серосодержащие соединения и малые количества ртути. При подаче природного газа без предварительной очистки в газотранспортной системе могут образовываться жидкости. Углеводороды в присутствии воды способны образовывать гидраты, которые могут забивать клапаны и трубопроводы, что приводит к увеличенным потерям давления, вплоть до полной непроходимости труб, а также к сбоям в работе клапанов, сепарационного, теплообменного и прочего оборудования, и иногда приводят к аварийным остановкам.

Для стабильной транспортировки газа и бесперебойной работы трубопроводов необходимо устранить возможность любой конденсации жидкостей или твердых веществ (поддержание точки росы в заданном диапазоне) в процессе нормальной работы установки, а также при переходных режимах. Качественные показатели газов, подаваемых в магистральные газопроводы, определяются в соответствии с СТО Газпром

089-2010 (ТТР по воде -20 °С; ТТР по углеводородам -10 °С) и техническими условиями, разработанными на их основе.

Транспортировка газа по газопроводу сопровождается изменением его давления и температуры, в результате чего возможно образование в системе жидкой фазы. Для предотвращения образования жидких фракций углеводородов состав природного газа может быть улучшен с помощью технологий разделения углеводородов по ТТР за счет снижения содержания тяжелых углеводородов в составе газа, таких как C_{6+} . Для улучшения состава углеводородов и одновременного удаления воды существует несколько технических способов. Наибольшее распространение получили следующие технологии: низкотемпературная сепарация - получение низких температур при дросселировании или турборасширении газа высокого давления, на установках искусственного холода, за счет абсорбции и адсорбции или их сочетание.

Выбор технологии обработки газа определяется в первую очередь составом сырья, требуемой глубиной осушки, степенью извлечения целевых компонентов и обуславливает проведение в каждом конкретном случае всесторонних технико-экономических проработок. Для осушки «тощих» газов применяются абсорбционные и адсорбционные процессы. В случае «жирного» газа его подготовка и выделение газового конденсата осуществляется с применением низкотемпературных процессов. При этом на стадии охлаждения происходит также конденсация водяных паров за счет снижения равновесной влагоемкости газа[1].

Основные технологии, применяемые при подготовке газа и газового конденсата, описаны ниже.

Технология низкотемпературной сепарации (НТС) газа

Процесс низкотемпературной сепарации (НТС) широко используется в газовой промышленности при подготовке конденсатсодержащих газов в нескольких различных технологических конфигурациях. Основным

критерием, определяющим режим работы промышленных установок НТС, является обеспечение надежности транспортировки газа путем глубокого извлечения конденсата и воды.

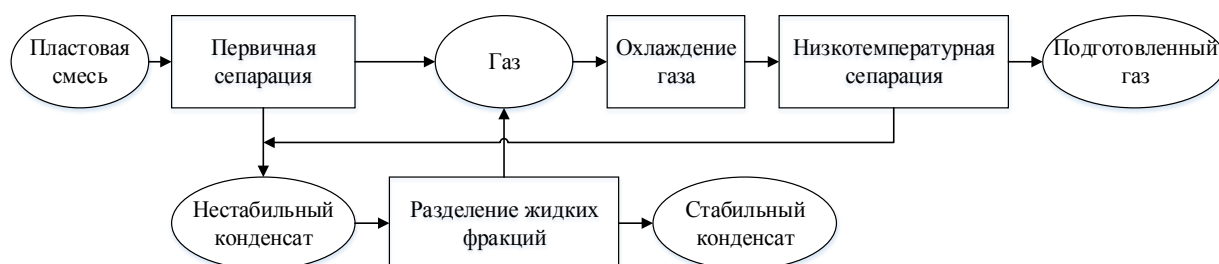


Рисунок 1.1 – Блок-схема процесса низкотемпературной сепарации

На рисунке 1.2 показана схема современной реализованной установки НТС[2].

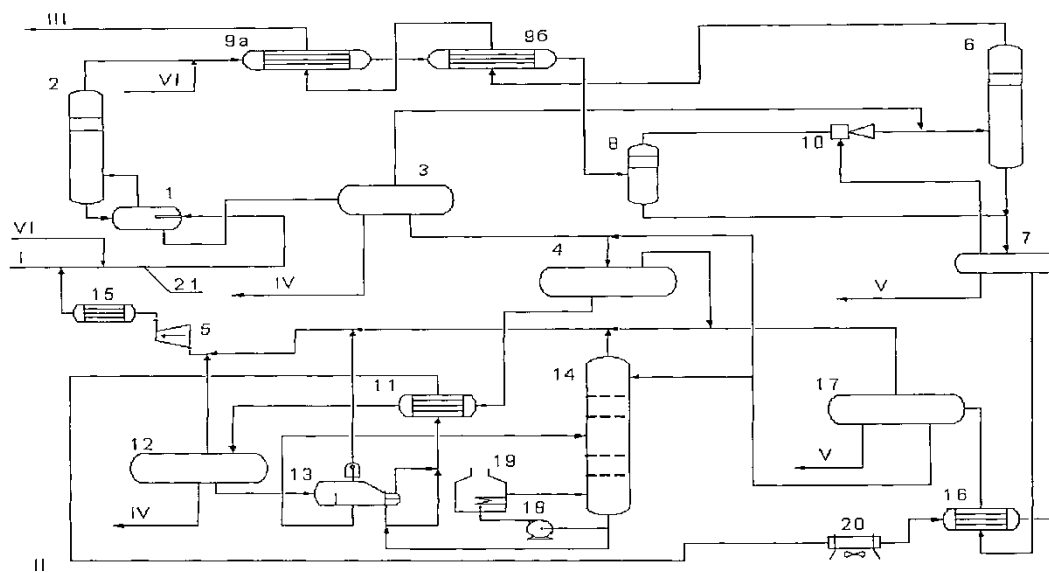


Рисунок 1.2– Принципиальная схема установки низкотемпературной сепарации газа

- 1 - пробкоуловитель; 2 - первичный сепаратор; 3 - второй трехфазный разделитель;
 4 - выветриватель; 5 - компрессор; 6 - низкотемпературный сепаратор; 7 - первый трехфазный разделитель; 8 - промежуточный сепаратор; 9 а,б - теплообменники;
 10 - эжектор; 11, 15, 16 - теплообменник; 12 - вторая буферная емкость;
 13 – ребойлер; 14 - колонна деэтаннизации; 17 - первая буферная емкость; 18 - насос;
 19 - огневой подогреватель; 20 - аппарат воздушного охлаждения; 21 - линия подачи пластового газа.
 Поток: I - пластовая смесь; II - деэтаннизированный газовый конденсат;
 III - осушенный газ; IV - водометанольный раствор на регенерацию; V - соляной водометанольный раствор на утилизацию; VI - ингибитор парафиноотложения.

Извлечение из газа влаги и тяжелых углеводородов осуществляется за счет его охлаждения путем дросселирования (эффект Джоуля - Томпсона), вследствие чего конденсируются тяжелые углеводороды и вода, а затем образовавшаяся жидкая фаза отделяется в низкотемпературном сепараторе

(рисунок 1.1). В современных схемах для целей охлаждения газа может быть использован турбодетандер. Для обеспечения безгидратного режима работы установки НТС в поток газа вводится раствор ингибитора гидратообразования (метанол). Если не вводить ингибитор гидратообразования, то при соответствующем давлении степень охлаждения часто ограничивается температурой образования гидратов [1].

Технология низкотемпературной конденсации (НТК)

Для более эффективного использования перепада давления газа на промысловой установке можно произвести замену дросселирования газа через клапан расширением его в турбодетандере (охлаждение газа происходит за счет совершения газом работы), с возможным включением колонны ректификации – процесс низкотемпературной конденсации газа (НТК). Это позволит достигнуть более низких температур охлаждения газа (до минус 120 °С). Турбодетандер — машина, по устройству схожая с турбокомпрессором. В ней на общем валу расположены газовая турбина и компрессор, сжимающий газ, направляемый в транспортный газопровод. Расширяющийся газ вращает турбину, в результате чего происходит его охлаждение.

Процесс НТК начал внедряться на предприятиях в 1960-е годы, когда повысился спрос на этан, являющийся одним из основных источников сырья для нефтехимии. Для увеличения степени извлечения из природного газа этана (более глубокая очистка от тяжелых углеводородов) потребовалось перейти на более низкие температуры охлаждения. Наряду с дросселированием стали применять искусственное охлаждение. В результате стало возможным извлекать из газа 85-87 % этана, 99 % - пропана и 100 % всех остальных углеводородов[3].

Термины НТК и низкотемпературная сепарация (НТС) фактически взаимозаменяемы, и каждый из них, обозначает один и тот же тип технологического процесса низкотемпературной части блока отбензинивания газа [4].

Газ, поступающий на установку НТК, проходит последовательно сепарацию первой ступени, узел охлаждения, сепарацию второй ступени, турбодетандер, узел ректификации. Полученный конденсат поступает в колонну ректификации. Из колонны с верхней части отбирается деэтанализованный газ, с нижней – ШФЛУ.

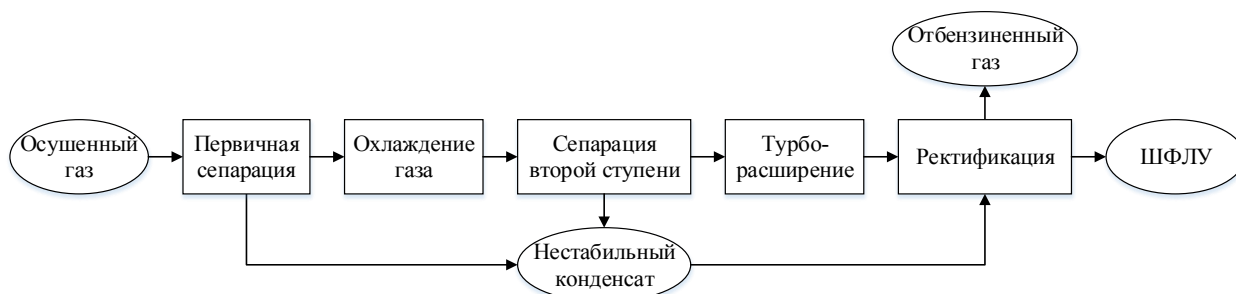


Рисунок 1.3 – Блок-схема процесса низкотемпературной конденсации

На рисунке 1.4 приведена реализованная схема процесса [5].

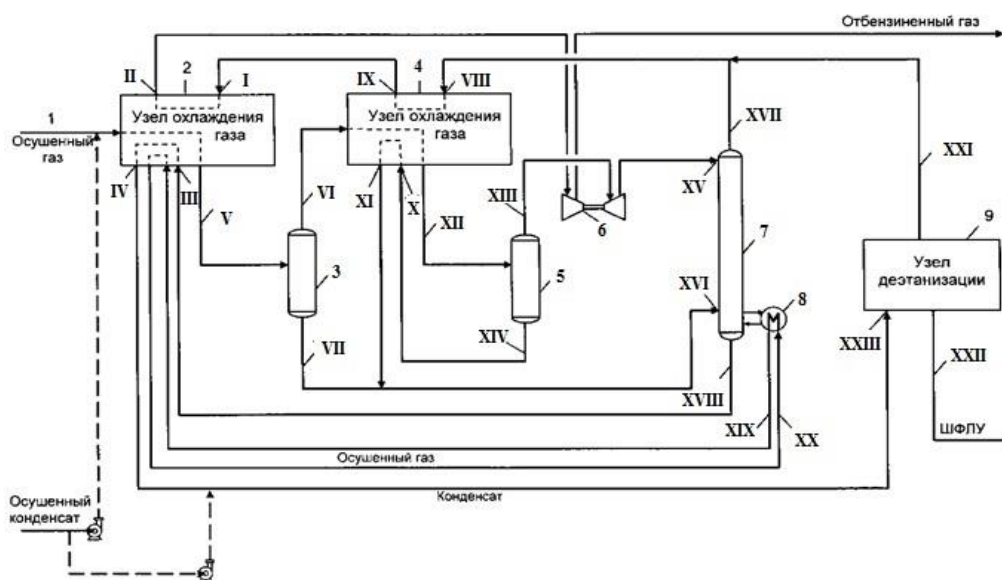


Рисунок 1.4 – Принципиальная схема установки низкотемпературной конденсации газа

- 1 - трубопровод подачи сырья; 2 – первый узел охлаждения газа; 3 - сепаратор первой ступени; 4 - второй узел охлаждения газа; 5 - сепаратор второй ступени;
 6 – турбодетандер; 7 - ректификационная колонна; 8 – ребойлер; 9 - узел деэтанализации;
 Потoki: I; II - вход и выход газовой фазы; III; IV - вход и выход жидкой фазы;
 V – выход газожидкостной смеси; VI - выход газовой фазы; VII - выходом жидкой фазы;
 VIII; IX - вход и выход газовой фазы; X; XI - вход и выход жидкой фазы;
 XII - выход газожидкостной смеси; XIII - выход газовой фазы; XIV – выход жидкой фазы;
 XV; XVI - вход для подачи сырья в ректификационную колонну;
 XVII- выход отбензиненного газа; XVIII – выход конденсата; XIX; XX- поток соединения с первым узлом охлаждения газа 2; XXI - выход газа деэтанализации; XXII- выход широкой фракции легких углеводородов (ШФЛУ); XXIII - вход для подачи сырья в узел деэтанализации.

Практический опыт применения технологий НТС и НТК

НТС и НТК являются наиболее распространенными технологиями промышленной подготовки газа на территории России. Ниже представлены некоторые примеры их реализации в промышленности:

Технология НТС получила широкое применение для добычи валанжинских залежей. Технология реализована на Уренгойском НГКМ: компания ООО «Газпром добыча Уренгой» разрабатывает Уренгойское и Ен-Яхинское месторождения - по меньшей мере пять действующих установок работает по технологии НТС (УКПГ -1АВ, -2В, -5В и -8В).[6,7,8] ООО «Газпром добыча Надым» применяет НТС с применением турбодетандерного агрегата на Бованенковском НГКМ [9]

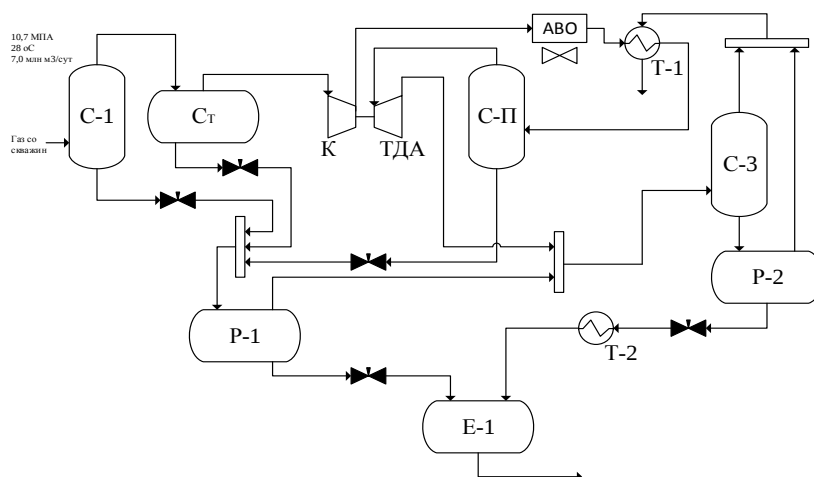


Рисунок 1.5 – Технологическая схема подготовки газа низкотемпературной сепарацией Юрхаровского месторождения

Сепараторы: С-1 – входной; Ст – трубный; С-П – сепаратор-пробкоуловитель;
С-3 низкотемпературный сепаратор; P-1,2 – разделители;
Е-1 – емкость для сбора конденсата.

Также технология НТС успешно применяется при подготовке природного газа и газового конденсата, добываемого из ачимовских залежей: две установки принадлежат ЗАО «РОСПАН ИНТЕРНЕШНЛ» [10], а также технология реализована компанией ЗАО «АЧИМГАЗ».[11]

Для подготовки газа для дальнейшей переработки технология НТС также получила на ряде ГПЗ: Оренбургский (Газпром), Южно-Балыкский (Сибур).

В качестве примера можно рассмотреть установку подготовки газа низкотемпературной сепарацией Юрхаровского месторождения (компания ОАО «НОВАТЭК»)[12].

Адсорбционный способ подготовки природного газа

Адсорбцией называется процесс поглощения газов (паров) или жидкостей поверхностью твердых тел (адсорбентов). В случае избирательного поглощения компонентов смеси появляется возможность ее разделения на составляющие компоненты. Явление адсорбции связано с наличием сил притяжения между молекулами адсорбента и поглощаемого вещества.

Адсорбция является одним из эффективных методов разделения газообразных и жидких смесей компонентов, различающихся структурой молекул.

По сравнению с другими массообменными процессами наиболее эффективно её использование в случае малого содержания извлекаемых компонентов в исходной смеси[13].

Один из современных способов и устройство для осушки и очистки природных газов включает смешение с рециркулируемым газом регенерации, сепарацию от капельной жидкости и механических примесей, двухступенчатую адсорбцию паров тяжелых углеводородов и воды на синтетическом углеродном адсорбенте и адсорбенте композитного типа, соответственно, при одновременном косвенном охлаждении адсорбентов хладагентом до температуры адсорбции, регенерацию адсорбентов при пониженном давлении путем косвенного нагрева адсорбентов теплоносителем до температуры регенерации, и отдува десорбирующихся паров очищенным газом, рециркуляцию газа регенерации с помощью

жидкостно-кольцевого насоса с использованием конденсата водяного пара в качестве рабочей жидкости, а регенерированные адсорбенты охлаждаются путем косвенного охлаждения хладагентом до температуры адсорбции[14].

Технологическая схема процесса приведена ниже:

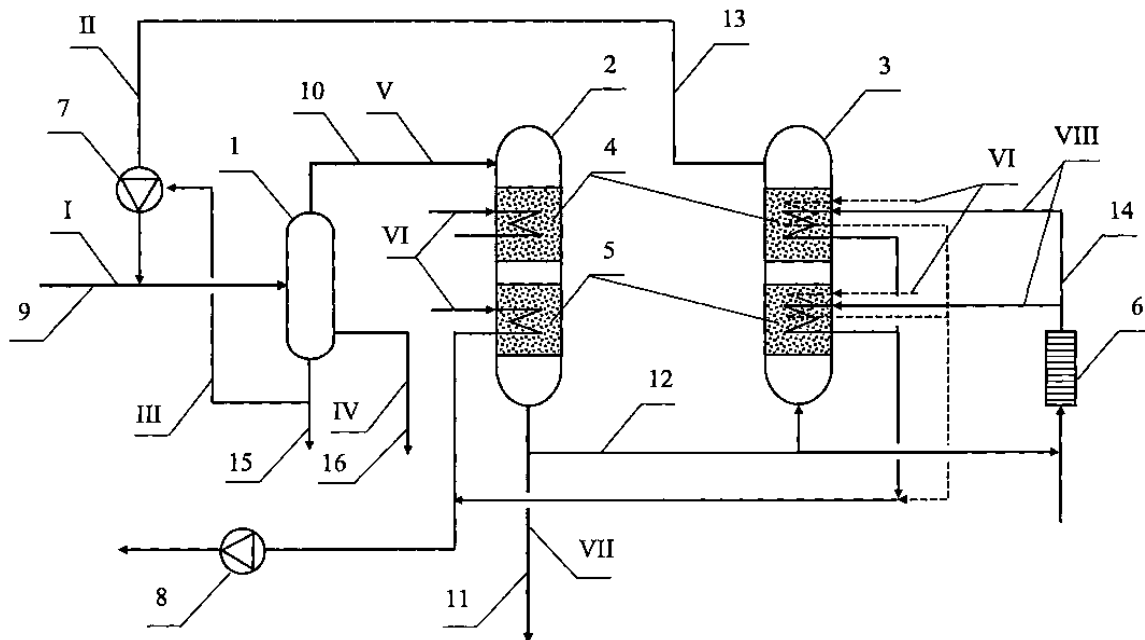


Рисунок 1.6 – Принципиальная схема установки адсорбционной очистки газа

1 - сепаратор газа; 2, 3 – двухсекционный адсорбер с радиальным вводом очищаемого газа;
4 - адсорбент углеводородов; 5 - адсорбент паров воды; 6 - каталитический нагреватель воздуха; 7 - жидкостно-кольцевой насос; 8 – газодувка; 9, 10 - трубопровод очищаемого газа; 11, 12 – трубопровод очищенного газа; 13 - газ регенерации; 14 - подвод теплоносителя; 15 - отвод конденсата водяного пара; 16 - отвод углеводородного конденсата.

Потоки: I - очищаемый газ; II - газ регенерации; III - конденсат водяного пара;
IV - углеводородный конденсат; V - отсепарированный газ; VI - атмосферный воздух;
VII - очищенный газ; VIII – воздух.

Практический опыт применения технологии адсорбции

Первые промышленные установки адсорбционной осушки газа в России были построены в 1972 г на месторождении Медвежье (ООО «Газпром добыча Надым»). Каждая установка комплексной подготовки газа (УКПГ) (всего пять) состоит из четырех технологических линий по два адсорбера в каждой. Номинальная производительность одной установки составляет 8 млрд м³/год или 24 млн м³/сут. Рабочее давление составляет 7,7 Мпа, температура 14-18 °С [22].

В 2002 г. построена и сдана в эксплуатацию УПГТ на КС Краснодарская, принадлежащая ООО «Газпром трансгаз-Кубань», входящая

В 2011 г. Построена УПГТ КС Портовая, входящая в систему подготовки газа на газопроводе «Северный поток». Производительность установки – 169,55 млн м³/сут.[1]

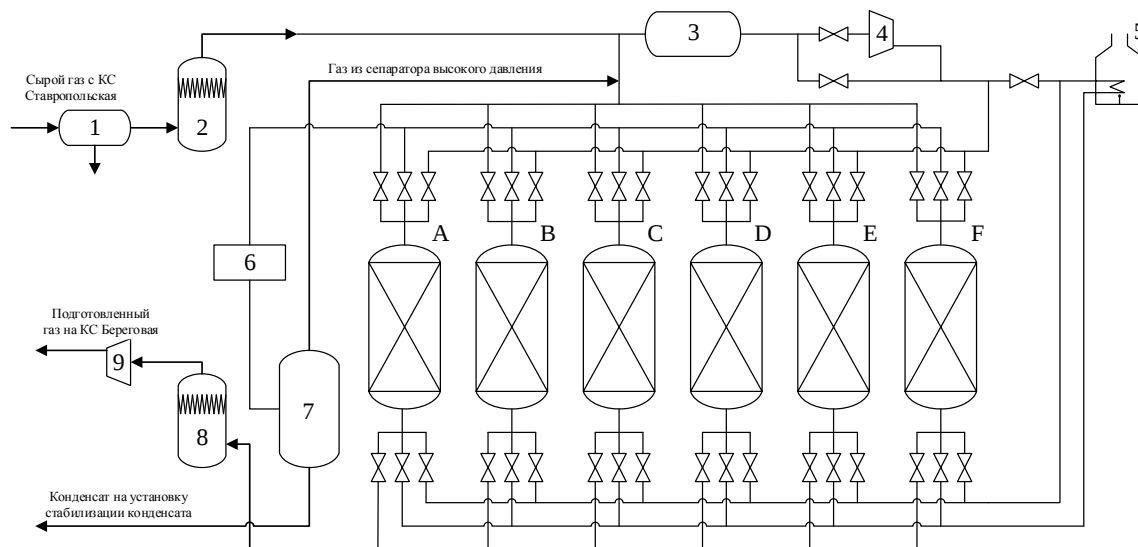


Рисунок 1.9 – Принципиальная схема технологической линии «А» - УПГТ
КС Краснодарская:

1 – пробкоуловитель; 2 – фильтр сырого газа; 3 сепаратор газов регенерации;
4 – компрессор газа регенерации; 5 печь газов регенерации; 6 – охладитель газов регенерации; 7 -
трехфазный сепаратор высокого давления; 8 – фильтр сухого газа;
9 – газоперекачивающий агрегат

Абсорбционная осушка основана на селективном поглощении (поглощении) паров воды жидкими абсорбентами. В настоящее время для абсорбционной осушки применяются, в основном, диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ). Абсорбционные процессы в современной промышленности применяются также для эффективной очистки от кислых компонентов, таких как H_2S и CO_2 [20].

Один из современных способов включает подачу в абсорбер очищаемого газа, в котором происходит абсорбция кислых компонентов

водным раствором активированного метилдиэтаноламина, осушенный газ направляется из аппарата, а насыщенный кислыми газами раствор метилдиэтаноламина проходит последовательно две ступени выветривания. [21]

Технологическая схема процесса приведена ниже:

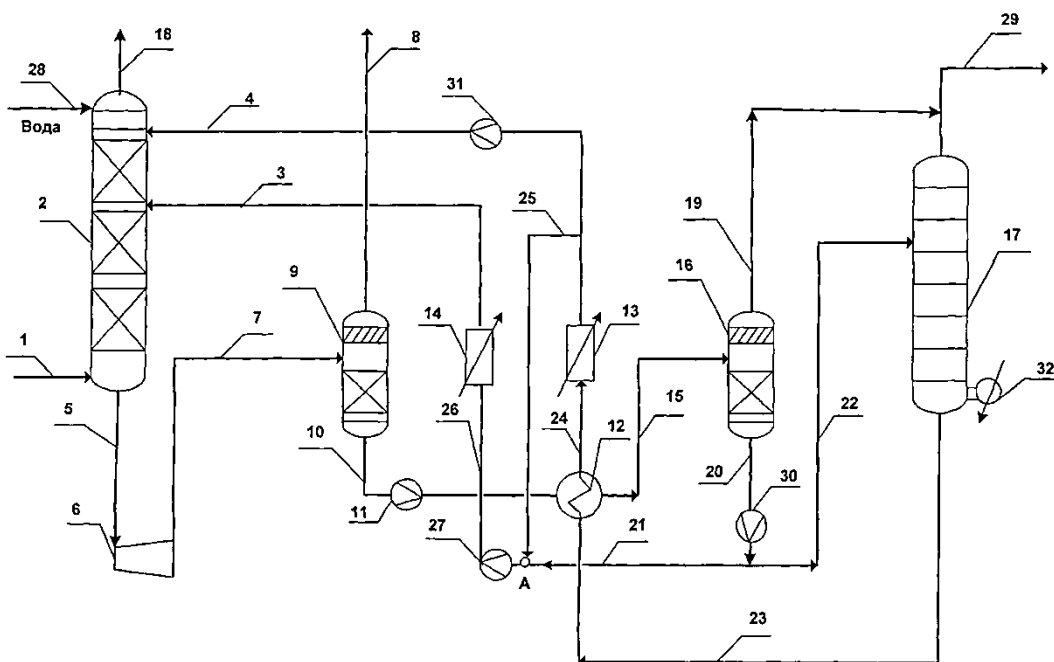


Рисунок 1.8—Принципиальная схема установки абсорбционной очистки газа
ОТ КИСЛЫХ КОМПОНЕНТОВ

2 – абсорбер; 6 - расширительная турбина; 9 - первый выветриватель; 11 - первый насос;
12 - рекуперативный теплообменник; 13 - теплообменный аппарат;
16 - второй выветриватель; 17 – десорбер; 27, 30, 31 – насосы; 32 – испаритель;
1, 3, 4, 5, 7, 8, 10, 15, 18-26, 28, 29 - трубопроводы

Практический опыт применения технологии абсорбции

Технология подготовки газа абсорбционными методами также получила распространение на территории России.

Наиболее крупнотоннажные установки: ООО «Газпром добыча Надым» осуществляет подготовку природного газа на двух крупных месторождениях: установка ГП-1 (Ямбургское месторождение), а также Юбилейное НГКМ. На данных установках осушка газа осуществляется ТЭГ [15].

Абсорбционная технология реализована на Астраханском [16] и Нижневартовском ГПЗ [17].

Также метод гликолиевой осушки газа применяется при подготовке газа для подземного хранения. Технология реализована на Степновском и Песчано-Уметском ПХГ [18].

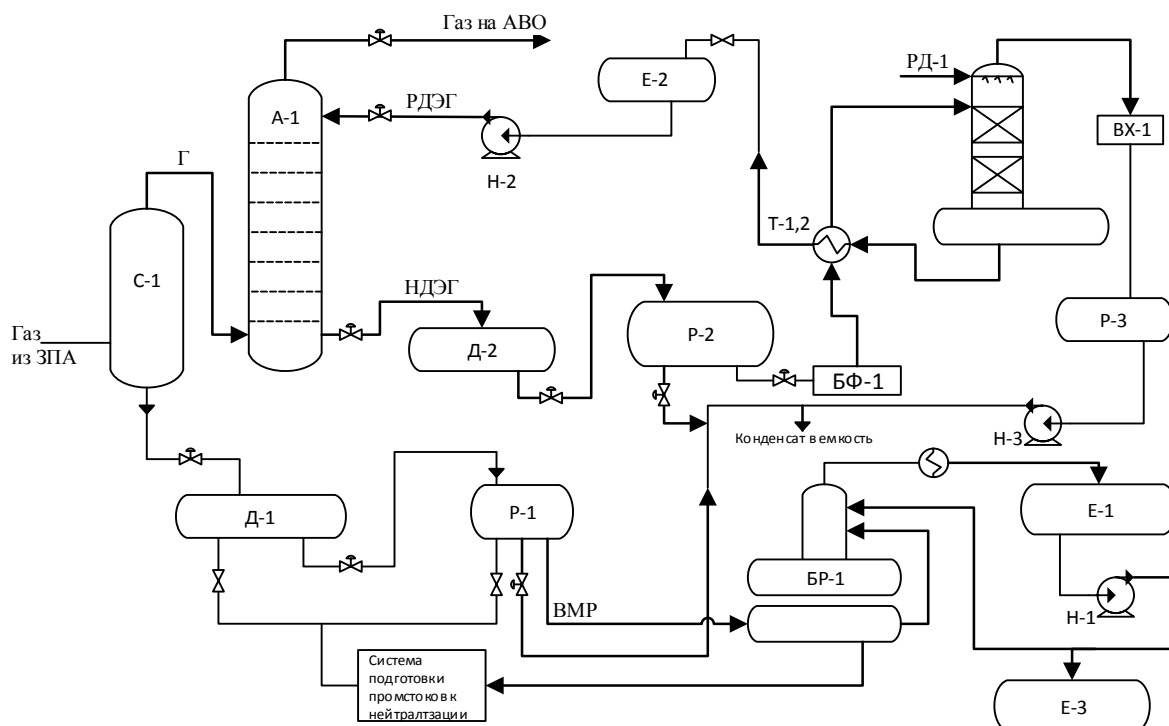


Рисунок 1.7 – Принципиальная технологическая схема подготовки газа на УКПГ-1С

С-1 - сепаратор; А-1 - абсорбер; Д-1,2 - дегазаторы; Р-1,2,3 - разделители; БР-1- блок регенерации метанола; Н-1,2,3 - насос; Е - емкость; ВХ - воздушный холодильник; БФ - блок фильтрации; РД - колонна регенерации ДЭГ.

ООО «Газпром Добыча Ямбург» – лидирующее предприятие группы «Газпром», добывающая 34 % всего природного газа в России. Разработка ведется на двух месторождениях: Ямбургское и Заполярное. На УКПГ применяются абсорбционная технология. На Заполярном ГKM установлено девять однотипных технологических ниток. Ниже показана схема УКПГ-1С Заполярного месторождения. В качестве абсорбента используется диэтиленгликоль (ДЭГ)[19].

Ректификация природного газа

Ректификацией называется диффузионный процесс разделения жидких смесей взаимно растворимых компонентов, различающихся по температурам

кипения, который осуществляют путем противоточного, многократного контактирования неравновесных паровой и жидкой фаз. [23]

Наиболее эффективно разделение компонентов газовых смесей осуществляют комбинированными установками, например, низкотемпературной конденсации или технологии глубокого охлаждения. Благодаря этому можно получить на выходе широкий ряд продуктов(гелиевый концентрат, этан, ШФЛУ). Основное распространение технология ректификации получила на предприятиях газопереработки [24].

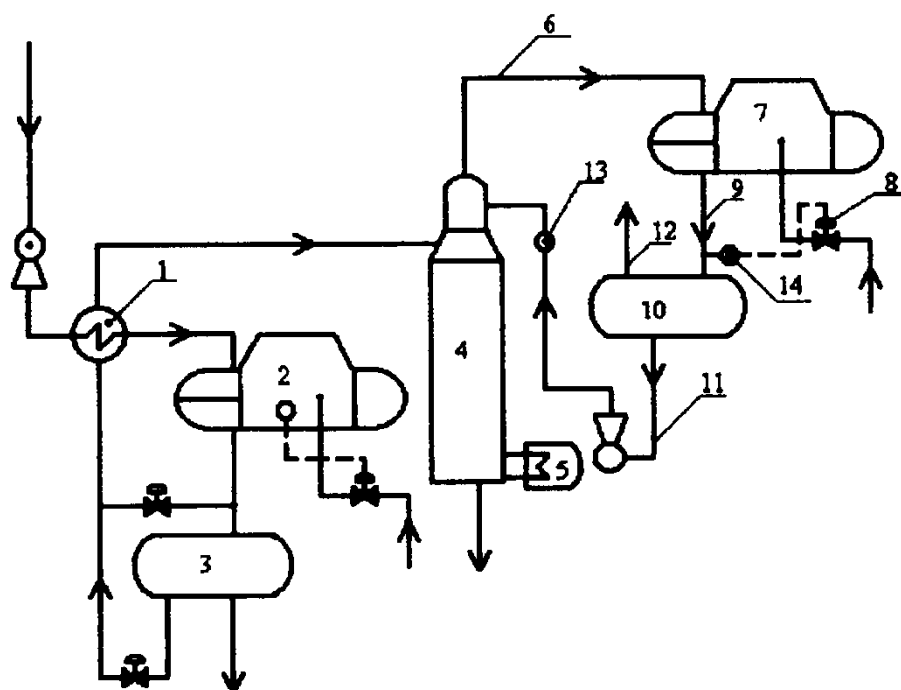


Рисунок 1.10 – Технологическая схема низкотемпературной ректификации

- 1 - рекуперативный теплообменник; 2 - холодильник (пропановый испаритель);
- 3 - сепаратор; 4 - ректификационно-отпарная колонна; 5 - ребойлер;
- 6 - линия подачи верхнего продукта; 7 - пропановый испаритель; 8 - управляемый клапан подачи хладагента; 9 - линия отвода охлаждающего продукта; 10 - рефлюксная емкость;
- 11 - линия подачи флегмы; 12 - линия отвода газовой фазы; 13 - расходомер;
- 14 - датчик температуры

Установка низкотемпературной ректификации углеводородного сырья, включающая последовательно установленные теплообменник, холодильник, сепаратор, ректификационно-отпарную колонну приведена на рисунке 1.10 [25].

Практический опыт применения технологии ректификации

Процесс ректификации реализован на большинстве заводов по стабилизации конденсата: Сургутский завод стабилизации конденсата, завод по подготовке конденсата к транспорту, г. Новый Уренгой. Оба предприятия принадлежат ООО «Газпром переработка». Технология ректификации также распространена на всех газоперерабатывающих заводах (Оренбургский ГПЗ, Астраханский ГПЗ и др). [26].Ниже приведена схема Пуровского завода по переработке конденсата (ОАО «НОВАТЭК»).[27]

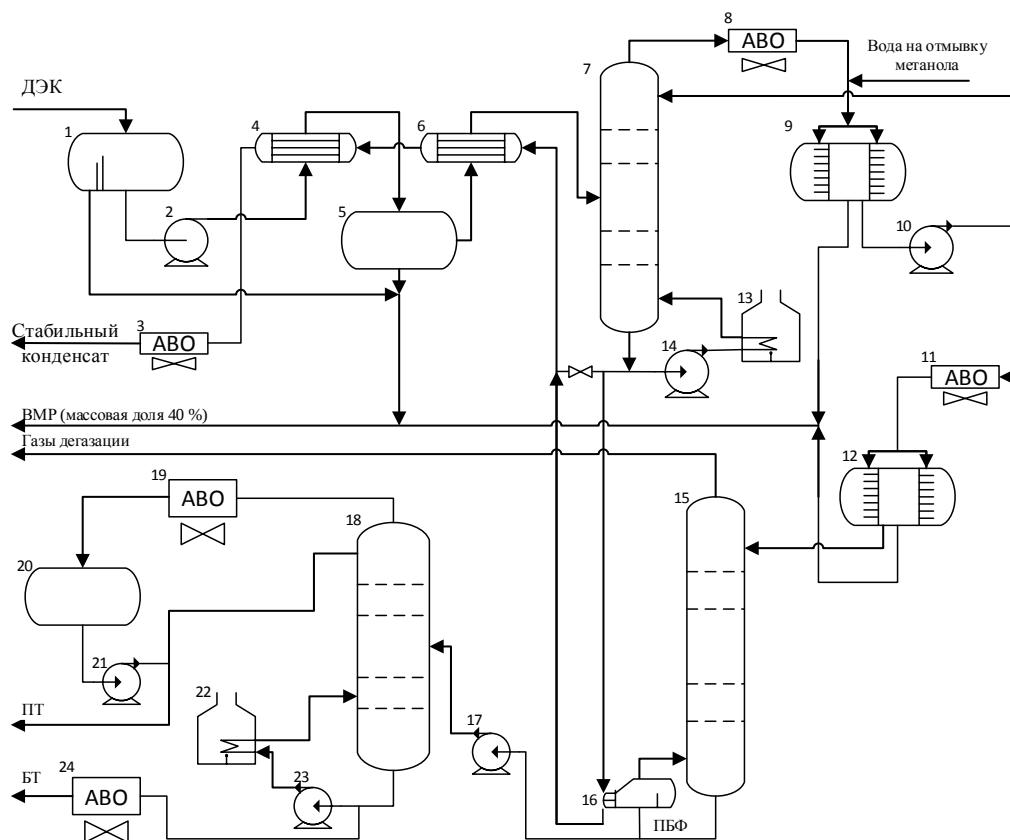


Рисунок 1.11 – Технологическая схема установки стабилизации конденсата и фракционирования пропан-бутановой фракции

1, 5, 9, 12, 20 - технологические емкости; 2, 10, 14, 17, 21, 23 - насосы;
3, 8, 11, 19, 24- аппараты воздушного охлаждения; 4, 6 - теплообменники-рекуператоры;
7, 15, 18 - ректификационные колонны; 13, 22 - технологические печи, 16 - испаритель

Основные достоинства и недостатки процессов подготовки газа приведены в таблице 1.1.

Таблица 1.1–Основные достоинства и недостатки процессов подготовки природного газа

Процесс	Достоинства	Недостатки
Низкотемпературная сепарация (НТС)	1. Эффективность работы при обработке конденсат содержащих газов 2. Низкие капитальные вложения	1. Необходимость использования ингибитора гидратообразования (метанол) 2. Энергетические потери, связанные с расширением газа необходимостью рекомпрессии подготовленного газа
Низкотемпературная конденсация (НТК)	1. Высокая степень извлечения УВ 2. Возможность возврата энергии, применяемой для расширения природного газа, в компрессор	1. Необходимость использования ингибитора гидратообразования (метанол)
Адсорбция	1. Низкая температура точки росы 2. Эффективность осушки природного газа с содержанием УВ C6+ от 0,5 до 5 г/м ³ 3. Исключено попадание осушителя в газопровод	1. Высокая металлоёмкость 2. Высокая относительная стоимость
Абсорбция	1. Простое аппаратное оформление 2. Обеспечивает умеренные показатели точки росы по воде (до -30 °С) 3. Высокая производительность	1. Унос абсорбера (гликоля) 2. Нет возможности широкого применения в северных районах 3. Увеличение вязкости абсорбента при низких температурах 4. Ограниченность применимости при наличии в составе газа тяжелых УВ C6+
Ректификация	1. Возможность получить широкий ряд продуктов 2. Процесс эффективен в случаях комбинирования установок, например, с НТК	1. Высокая металлоёмкость 2. Технологически сложный процесс

Рассмотренные технологии подготовки газа и газового конденсата достаточно широко применяются в газовой промышленности России и всего мира. Выбор той или иной технологии напрямую связан с требованиями, предъявляемыми к товарной продукции.

1.2 Современные требования к подготовленному природному углеводородному газу

В соответствии с техническими требованиями [28] по физико-химическим показателям горючий природный газ должен соответствовать требованиям и нормам, указанным в таблице 1.2.

Таблица 1.2– Физико-химические показатели горючего природного газа, поставляемого и транспортируемого по магистральным газопроводам согласно СТО Газпром 089-2010

Наименование показателя	Значение для макроклиматических районов	
	умеренный	холодный
1 Компонентный состав, молярная доля, %	определение обязательно	
2 Температура точки росы по воде ($T_{TP_{в}}$) при абсолютном давлении 3,92 МПа (40,0 кгс/см ²), °C, не выше:		
– зимний период	-10,0	-20,0
– летний период	-10,0	-14,0
3 Температура точки росы по углеводородам ($T_{TP_{ув}}$) при абсолютном давлении от 2,5 до 7,5 МПа, °C, не выше:		
– зимний период	-2,0	-10,0
– летний период	-2,0	-5,0
4 Массовая концентрация сероводорода, г/м ³ , не более	0,007	
5 Массовая концентрация меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0,016	
6 Массовая концентрация общей серы, г/м ³ , не более	0,030	
7 Теплота сгорания низшая при стандартных условиях, МДж/м ³ (ккал/м ³), не менее	31,80	
8 Молярная доля кислорода, %, не более	0,020	
9 Молярная доля диоксида углерода, %, не более	2,5	
10 Массовая концентрация механических примесей, г/м ³ , не более	0,001	
11 Плотность при стандартных условиях, кг/м ³	Не нормируют, определение обязательно	

Для сравнения приведем основные требования к подготовленному природному газу в США. Особенностью является то, что в США нет устоявшихся, общепринятых стандартов, применимым ко всем поставкам газа. Спецификация на природный газ определяется требованиями к составу

и потребительским качествам и оговаривается в контрактах. Значения, приведенные в таблице 1.3 являются типичными, но не определяющими. [29]

Таблица 1.3–Общие требования к газу трубопроводного качества

Основные компоненты	Значения
Метан, % мольн., не менее	75
Этан, % мольн., не более	10
Пропан % мольн., не более	5
Бутаны % мольн., не более	2
Пентаны и более тяжелые углеводородов % мольн., не более	0,5
Азот, % мольн., не более	3
Диоксид углерода % мольн., не более	2-3
Общее содержание разбавляющих газов, % мольн., не более	4-5
Сероводород, г/м ³ не более	0,006-0,007
Общее количество серы, г/м ³ не более	0,115-0,460
Водяной пар, г/м ³ не более	0,06-0,11
Кислород, %	1,0
Высшая теплота сгорания влагонасыщенного газа, МДж/м ³	35,4-42,8
Механические примеси г/м ³ , не более	0,001-0,005

В целом, российский стандарт по основным показателям и характеристикам близок к общемировым. Требования к природному газу обусловлены следующим факторами: безопасная транспортировка природного газа по трубопроводам (снижение коррозии, скопление влаги, и, как следствие, образование гидратных пробок и т.д.), нормальной эксплуатации оборудования (снижение нагарообразования, выбросов серосодержащих соединений, а также необходимое минимальное количество выделяемой энергии при сгорании), возможностью использования природного газа в качестве источника сырья для нефтехимической промышленности.

1.3 Современное оборудование и имитационные динамические модели в технологии подготовки газа

Основное сепарационное оборудование в технологии подготовки газа

Сепарация в газовой промышленности представляет собой довольно сложные процессы, в которых кроме чисто механических фаз присутствуют процессы тепло- и массообмена, фазового перехода, растворения. Сепаратор изготавливают как горизонтального, так и вертикального исполнения [30].

Основным фактором, влияющим на выбор сепарационного оборудования является состав газа и сепарируемой жидкости (углеводородная, водная, смеси растворов ингибиторов гидратов и жидких углеводородов).

Сепараторы проектируют как первичные, промежуточные, концевые на определенные расходы по газу и жидкости. При наличии механических примесей в газовых смесях устанавливают циклоны или мини-циклоны, при наличии жидкости – насадочные или центробежные устройства, при необходимости коалесценции мелкодисперсных капель жидкости или улавливания механических частиц микронного диаметра – фильтр-коалесцирующие элементы.

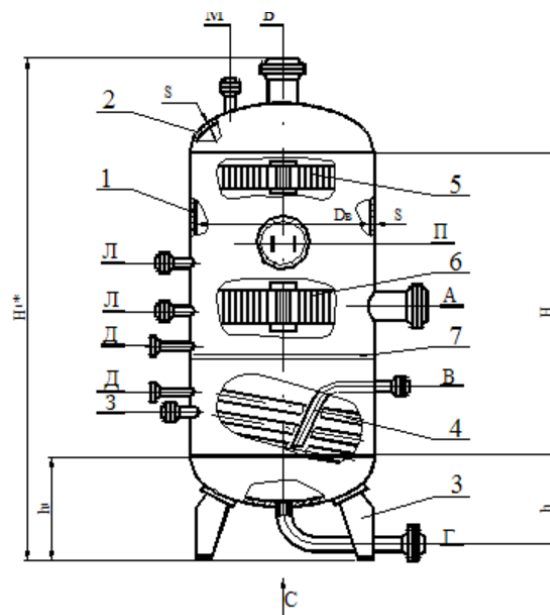


Рисунок 1.12 – Вертикальный газовый сепаратор

1 - корпус, 2 - днище, 3 - опора, 4 - подогреватель, 5 - насадка, 6 - коагулятор, лист защитный

Указанный набор сепарационных устройств, весь или частично, устанавливают в одном корпусе последовательно в виде отдельных сепарационных секций или выполняют в виде отдельных сепарационных сосудов. [31]

Адсорбционное оборудование в технологии подготовки газа

подавляющее большинство адсорбционных процессов осуществляют в адсорберах двух типов: цилиндрическом аппарате с неподвижным зернистым слоем и емкостном.

Первый из них – цилиндрический аппарат, загруженный гранулами адсорбента. Через слой гранул пропускают очищаемый (разделяемый) поток. В противоположном направлении пропускают поток теплоагента, с помощью которого осуществляют восстановление утраченных при очистке поглотительных свойств сорбента.

Второй распространенный тип адсорбера – это емкость с мешалкой, в которую загружен гранулированный, дробленый или порошкообразный адсорбент. Аппараты этого типа будем называть емкостными адсорберами.

При глубокой очистке газов, в том числе при осушке, применяют цилиндрические вертикальные аппараты. Адсорберы имеют штуцеры для входа и выхода газа, люки для загрузки и выгрузки адсорбента и некоторые другие элементы (распределительная и прижимная решетка, слой инертного материала, пробоотборники и т.п.). На рисунке 1.13 приведена конструктивная схема адсорбера, предназначенного для осушки воздуха при сравнительно низких давлениях (менее 1 МПа).

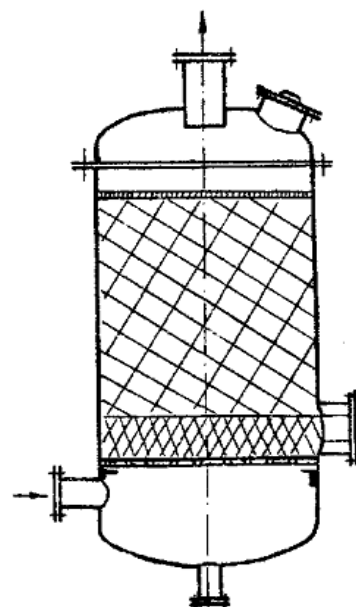


Рисунок 1.13 –
Конструктивная схема
адсорбера

Адсорберы изготавливают из углеродистых сталей, если в газе отсутствуют коррозионно-опасные компоненты, или из нержавеющей сталей, если такие компоненты присутствуют[32].

Адсорбционное оборудование в технологии подготовки газа

Адсорбер относится к колонным массообменным аппаратам. Аппарат содержит штуцера подачи и отбора газа и жидкости, контактные тарелки с каналами для прохода фаз и расположенные на опорных элементах над тарелками объемные насадки. Смежные элементы слоев насадки, обращенные к поверхности тарелки, ориентированы в сторону слива жидкости. Над каждой тарелкой установлено, по крайней мере, два перекрещивающихся слоя насадки.

На рисунке 1.14 изображен общий вид колонного аппарата с контактными тарелками и расположенными над ними регулярными насадками[33].

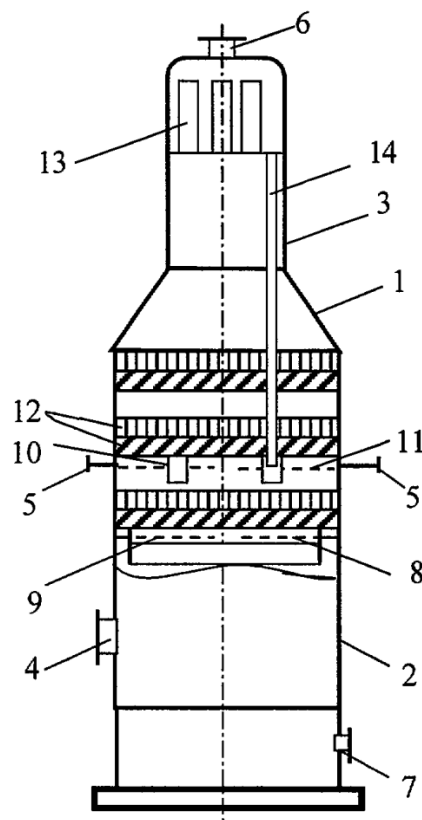


Рисунок 1.14 – Общий вид адсорбционной колонны

- 1 - корпус; 2 - нижняя часть для разделения сырья; 3 - контактная часть;
8, 11 - массообменные тарелки;
9 - перфорация; 10 - перелив;
12 - регулярная насадка; 13 - фильтрующая секция; 14 - сливная труба.
Штуцера: 4 - подачи газа; 5 - подачи жидкости;
6 - отбора газа 7 - отбора жидкости.

Теплообменное оборудование в технологии подготовки газа

В процессах нефте- и газопереработки для обеспечения необходимой температуры в аппаратах требуется подводить или отводить тепло. Также для повышения эффективности производства применяют регенерацию и рекуперацию тепла (холода). Для этого на технологических установках

широко используются специальные аппараты, называемые теплообменными (нагреватели, испарители, кипятильники, холодильники, конденсаторы и др.).

Теплообменниками называют аппараты, в которых один поток нагревается за счет использования тепла другого, получаемого в технологическом процессе и подлежащего в дальнейшем охлаждению. Применение теплообменников на установке позволяет сократить расходы подводимого извне тепла (сократить расход топлива, греющего водяного пара и т.д.) и охлаждающего агента. Видов теплообменников существует большое количество: кожухотрубчатые, винтовые, пластинчатые, труба-в-трубе и т.д. Однако наиболее распространены кожухотрубчатые теплообменники как наиболее ремонтпригодные и обладающие большим коэффициентом теплопередачи.

На рисунке 1.15 показан кожухотрубчатый теплообменник с U-образными трубками [9]

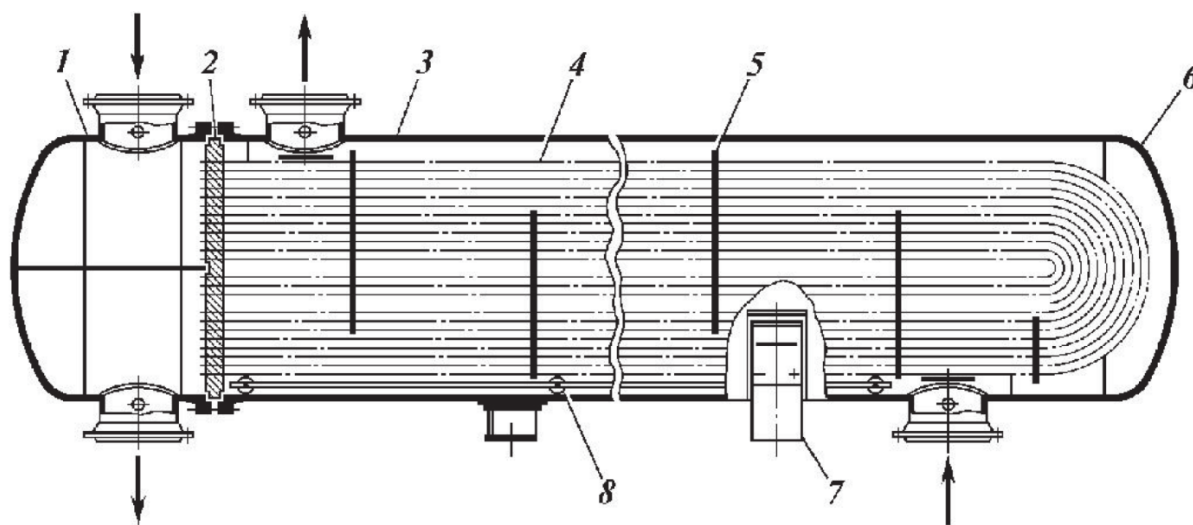


Рисунок 1.15 – Кожухотрубчатый теплообменник с U-образными трубками

- 1 - распределительная камера, 2 - трубная решетка, 3 - кожух, 4 - теплообменная труба,
5 - поперечная перегородка, 6 - крышка кожуха, 7 - опора,
8 - катковая опора трубчатого пучка

Турбодетандеры в технологии подготовки газа

Машины-двигатели, применяемые в холодильной и криогенной технике, называют расширительными машинами или детандерами.

Назначение расширительных машин - понижение энтальпии газа путем его расширения с совершением внешней работы.

Рабочий процесс расширения происходит в результате движения газа через систему неподвижных каналов и межлопаточных каналов вращающихся колес.

На рисунке 1.16 представлена конструкция воздушного одноступенчатого центростремительного турбодетандера реактивного действия.

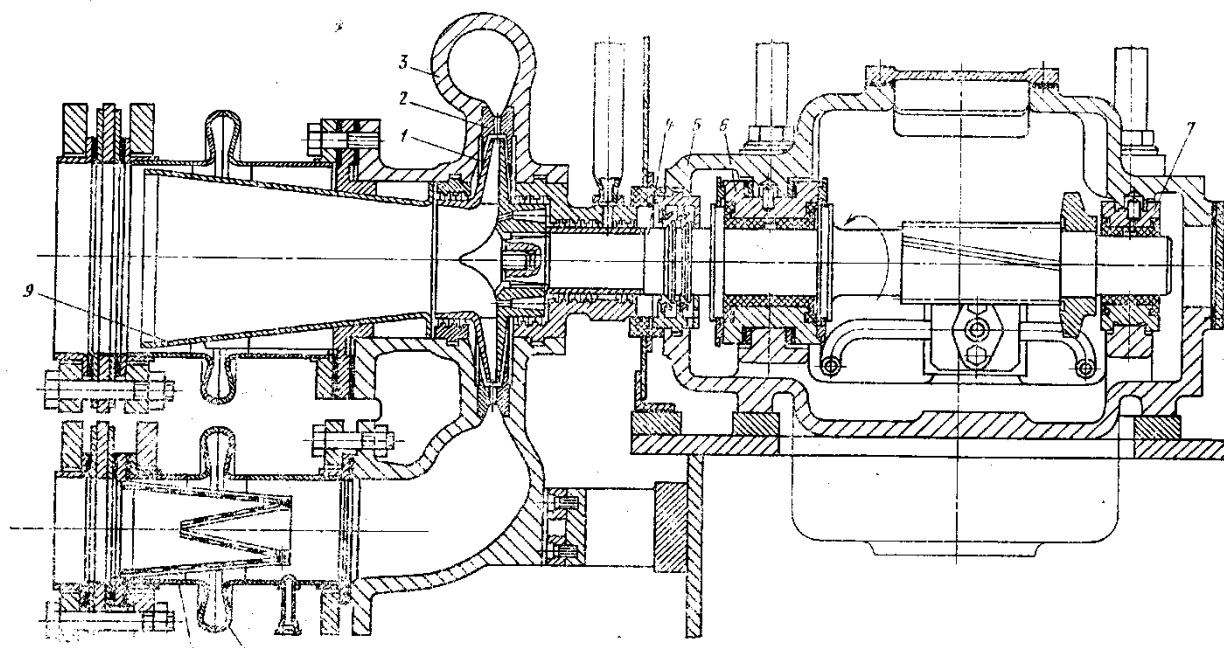


Рисунок 1.16 – Воздушный одноступенчатый центростремительный ТД реактивного действия

- 1 - рабочее колесо; 2 - направляющий (сопловой) аппарат; 3 - корпус со спиральным подводом воздуха; 4 - вал с быстроходной шестерней редуктора; 5 - корпус редуктора; 6 - радиально-упорный подшипник; 7 - радиальный подшипник; 8 - компенсатор температурных деформаций; 9 - выходной диффузор; 10 – фильтр

Корпус машины имеет разъем в горизонтальной плоскости. В нем размещен состоящий из двух половин направляющий соловой аппарат. Сжатый воздух проходит фильтр, поступает в спиральный канал корпуса (улитку) и попадает в сопла направляющего аппарата. Затем частично расширенный и обладающий значительной кинетической энергией газ поступает в межлопаточные каналы рабочего колеса. В процессе движения

воздуха по каналам колеса понижается давление и уменьшается кинетическая энергия – энергия газа преобразуется в механическую, которая через вал и редуктор передается внешнему потребителю. Расширенный и охлажденный воздух через диффузор выводится из машины и направляется в аппараты в соответствии с технологической схемой установки.[34]

Эжекторы в технологии подготовки газа

Эжектором можно назвать любое устройство, в котором полное давление одного (эжектируемого) потока увеличивается за счет смешения его с другим (эжектирующим) потоком, имеющим более высокое полное давление. В результате взаимодействия потоков в эжекторе образуется их смесь, имеющая среднее давление выше давления среды, куда смесь вытекает [35].

Использование эжекторной системы с одним или несколькими последовательно установленными газовыми эжекторами является наиболее простым способом создания разрежения.

Основные достоинства — простота конструкции, надежность в работе. Недостатком является малый коэффициент полезного действия [36].

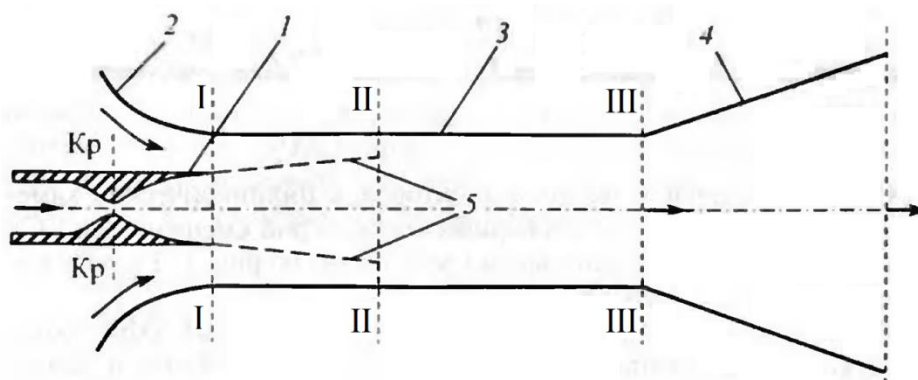


Рисунок 1.17 – Схема эжектора с цилиндрической камерой смешения

- 1 — сопло для высоконапорного газа; 2 — сопло для низконапорного газа;
- 3 - камера смешения; 4 — диффузор; 5 — граница струй.
- I-I, II-II, III-III - характерные сечения проточной части;
- Кр — критическое сечение сопла 1

Вихревая труба

Вихревой эффект, или эффект Ранка реализуется в процессе течения интенсивно закрученного потока по осесимметричному каналу, на торцевых

поверхностях которого устанавливаются ограничительные элементы - дроссель на «горячем» и диафрагма с центральным отверстием на «холодном» концах трубы. При определенном сочетании режимных и конструктивных управляющих параметров из отверстия диафрагмы истекает некоторая охлажденная часть исходного закрученного потока, а из дросселя - другая подогретая его часть.

С позиции термодинамики вихревая труба представляет собой термотрансформатор, эффективность которого по эффектам охлаждения существенно выше эффективности дроссельных расширителей сжатого газа, но заметно ниже эффективности изоэнтропного турбодетандера.

Основные преимущества - простота конструкции и высокая надежность.

На рисунке 1.18 показан общий вид наиболее типичной конструкции противоточной разделительной вихревой трубы.[37]

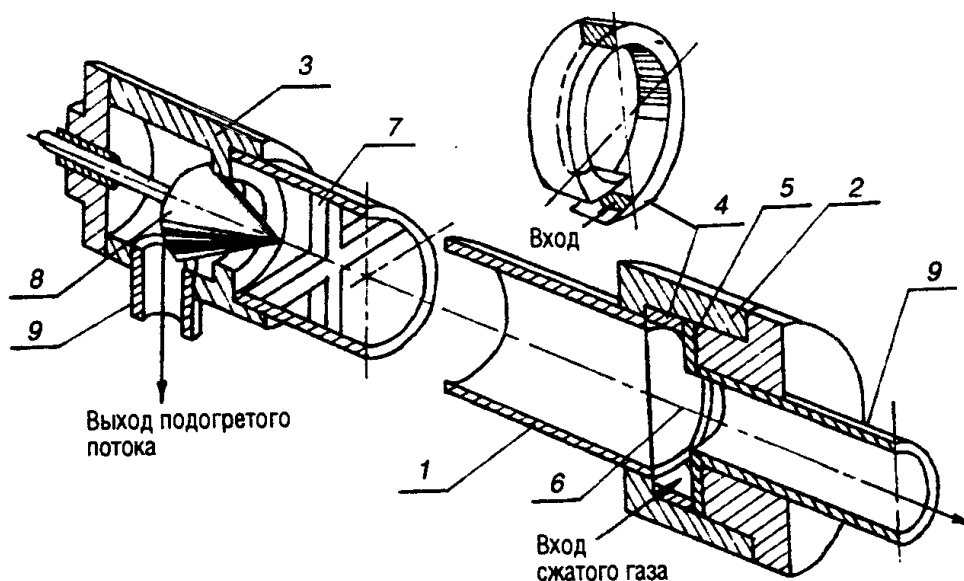


Рисунок 1.18 – Типичная конструкция противоточной вихревой трубы

- 1 - камеры энергоразделения; 2 – корпус; 3 — с дроссельным устройством;
 4 - закручивающий сопловой ввод; 5 – диафрагма; 6 - центральное отверстие;
 7 – крестовина; 8 - регулирующий конус; 9 - трубка отвода подогретых масс газа

Выбор правильной технологии и соответствующего оборудования для подготовки газа и газового конденсата успешно осуществляется с помощью современных компьютерных моделирующих систем.

1.4 Современные компьютерные моделирующие системы химико-технологических процессов подготовки нефти, газа и газового конденсата

Сегодня на рынке представлен широкий спектр программного обеспечения, способного с высокой точностью моделировать различные химико-технологические системы. Такие программы нашли применение в различных областях промышленности: нефтепереработки, нефтехимии, химической технологии и др. Основные программы и производители представлены ниже.

AspenHYSYS

HYSYS - программный продукт, разработанный компанией AspenTechnology, Inc. HYSYS является лидером рынка процессов моделирования и оптимизации. Программное обеспечение решает целый спектр инженерных и эксплуатационных проблем. Возможности моделирования процессов в HYSYS позволяют оценить самые безопасные и наиболее выгодные проекты благодаря возможности создания интерактивных моделей. Модели могут быть использованы на всех этапах разработки: технического проекта, определения производственных показателей, оптимизации производства и др. Благодаря использованию HYSYS возможно добиться следующих результатов: снижение потребляемой мощности, минимизация капитальных и производственных затрат, увеличение выхода и качества продукции, оптимизация работы завода и т.д. [38]

UniSimDesign

UniSim является основным программным продуктом компании Honeywell. Данное программное обеспечение предлагает широкие возможности моделирования различных технологических процессов. Имеются готовые решения для проектирования и моделирования технологических установок, оборудования, оптимизации режимов работы

различных промышленных установок. Реализовано статическое и динамическое моделирование. [39]

PRO/II

PRO/II - программное обеспечение, разработанное компанией SchneiderElectric. Является симулятором стационарного режима, улучшающим процессы проектирования и операционного анализа. PRO/II разработан для выполнения точных расчетов массового и энергетического баланса для широкого спектра производственных процессов.

PRO/II обеспечивает создание точных моделей для химической, нефтехимической, газовой, полимерной и фармацевтической промышленности. [40]

VMGSimTM

VMGSim - основной программный продукт компании VirtualMaterialGroupInc. Является точной и комплексной моделирующей программой для различных процессов химической промышленности. Применяется для моделирования как существующих процессов, так и для разработки новых промышленных объектов. [41]

Таким образом, не все решения, вынесенные на рынок систем расчета химико-технологических схем, обладают возможностью динамического моделирования. Причем некоторые продукты представляют динамику как набор стационарных состояний системы при изменении управляющих параметров за определенный промежуток времени, что не совсем корректно. Кроме того, большинство из них являются зарубежными программными продуктами, обладающие высокой стоимостью. Данная проблема особенно актуальна для нашей страны в условиях выбранного пути на импортозамещение в области IT-технологий.

Многие программные продукты предоставляют доступ к своим библиотекам и базам данных сторонним разработчикам для создания компьютерных тренажеров в химической промышленности, основанных на физико-химической сущности протекающих процессов.

1.5 Компьютерные тренажеры в химической технологии нефти и газа

Тренажеры предназначены для подготовки специалистов, и обучения студентов различных специальностей. Они позволяют изучить технологический процесс и получить навыки по управлению технологическими процессами. Тренажер используется для имитации органов управления и приборов контроля с целью тренировки действий оператора по управлению технологическим процессом.

Компьютерные тренажеры построены на базе математических моделей, и предназначены для обучения операторов-технологов. Достоинством такого тренажера является то, что он позволяет отработать различные варианты управления технологической установкой без воздействия на реальный технологический объект и при этом с максимальным приближением к реальным условиям. Обучаемый оператор должен реагировать на сгенерированные, подобные реальным, ситуации в реальном времени. Такими тренажерами оснащаются учебные центры предприятий.[42]

Ведущими производителями на мировом рынке компьютерных тренажеров являются: «Honeywell», ABB, GSESystems.

Honeywell

UniSimOperation - комплексный компьютерный тренажер, разработанный компанией Honeywell на платформе программного продукта UniSim. Предлагается широкий спектр возможности при работе с тренажером. Принцип моделирования основан на детальном учете всех факторов при разработке технологического процесса (трубопроводы, КИП, оборудование и т.д.). Модели, разработанные в среде UniSim, имеют высокий уровень точности. Имитационные модели могут быть адаптированы для подробных инженерно-технических расчетов, а также в качестве программы, работающей в реальном времени, т.е. пригодной для обучения оператора.

Также в качестве приложения к тренажеру предлагается программный пакет *UniSimDesignDynamic*, позволяющий динамическое моделирование различных процессов. [43]

ABB

800xASimulator является мощным программным продуктом, предназначенным для подготовки операторов различных отраслей промышленности (нефтегазовой, ядерной, энергетической), разработан компанией ABB. Особенностью данного тренажера является детальная имитация системы автоматизации. 800xA Simulator снабжен динамической моделью процесса, что позволяет имитировать процесс и управление с обратной связью. Заявлена возможность создания полностью идентичного производственного комплекса в программной среде (управление, контроль, технические характеристики). Уровень переноса предприятия в систему моделирования составляет до 100%. [44]

GSE

EnVision - полномасштабный аналитический симулятор, разработанный компанией GSESystems. Обучение оператора осуществляется на комплексных стандартизированных динамических моделях в реальном времени. С помощью тренажера можно отработать следующие технологические операции: отработка действий в условиях нормальной эксплуатации, а также в нештатных и аварийных ситуациях; пуск, остановка, нормальное функционирование; изменение начальных условий, моделирование неисправностей оборудования и приборов, отработка различных сценариев ведения процесса. Используется комбинированное обучение с использованием 3D-визуализации [45].

Из выше сказанного понятно, что список программ достаточно представителен, однако наиболее ценными расчетными системами являются те продукты, которые основаны на динамическом моделировании химико-технологических процессов. Подобные системы позволяют решать очень важные научные и производственные задачи, связанные в первую очередь с неочевидными эффектами переходных процессов.

1.6 Динамическое моделирование химико-технологических процессов

Моделирование изначально использовалось для описания процессов в статическом режиме. В стационарной модели выполняется материальный и энергетический баланс, который не зависит от времени.

Динамическое моделирование является следующим этапом статического моделирования. Зависимость от времени учтена в модели с помощью производных, а именно за счет накопления вещества и энергии во времени в аппаратах. Благодаря динамическому моделированию возможно прогнозирование и управление процессами в режиме реального времени. Для расчета процесса в динамическом режиме необходимо большее количество времени. Оно является математически более сложным, чем моделирование в стационарном режиме. Динамическое моделирование можно рассматривать как многократно повторяющееся моделирование установившихся режимов (при использовании фиксированного временного шага) с постоянно изменяющимися параметрами системы. [46]

Основными областями применения являются: использование на различных этапах проектирования, анализ работы действующих установок.

Основные достоинства использования динамической модели на этапе проектирования:

- 1) Динамическая модель позволяет получить больше информации о потенциальных проблемах работы промышленной установки. Это позволяет разработать стратегии, целью которых является снижение или устранение проблем, возникающие в процессе управления и регулирования.
- 2) Благодаря динамической имитационной модели промышленного объекта возможна настройка системы аварийного отключения (САО). Отрабатывая на модели различные сценарии остановки, возможно выработать рекомендации, которые позволят свести последствия аварийных ситуаций к минимуму.

- 3) Возможно моделирование стадии пуска работы установки. Использование динамической модели для проверки процедуры ввода в эксплуатацию завода может уменьшить время ввода в эксплуатацию аппаратов в разы.
- 4) С использованием динамической модели технологического процесса, можно проверить распределенную систему управления (PCY) на правильность построения системы ввода-вывода и обработки данных. Это возможно, если заменить вводные реальные сигналы модельными.
- 5) Динамическая модель технологического процесса является основной создания тренажеров для обучения персонала.

Основные достоинства использования динамической модели на этапе эксплуатации технологической установки:

- 1) Поиск и устранение неисправностей

Используя динамическую модель, можно проверить широкий спектр условий эксплуатации технологической установки, таких как изменение условий протекания процессов, количества подаваемого сырья, температурных условий и т.д., при этом исключается возникновение реальных нештатных или аварийных ситуаций.

- 2) Анализ происшествий

После инцидента всегда необходимо определить причину произошедшего. Динамическая модель процесса позволяет определить последовательность событий в ходе процесса, приведшего к аварии. Также возможно определить степень адекватности процедуры срабатывания аварийного отключения [47].

Для придания свойства динамичности математической модели необходимо обеспечить возможность установления зависимости параметров системы (уровень, температура, давления в аппаратах) от астрономического времени.

Далее рассмотрим некоторые существующие математические модели массообменных процессов, протекающих в многокомпонентных системах.

1.7 Существующие математические модели массообменных процессов разделения многокомпонентных систем

1.7.1 Моделирование процесса сепарации углеводородного сырья

Парожидкостное равновесие определяет количественное распределение веществ в межфазной системе. Расчет производят через уравнения фазового равновесия:

$$x_i = \frac{\eta_i}{w \cdot (K_i - 1) + 1}, \quad (1.1)$$

$$y_i = \frac{\eta_i \cdot K_i}{w \cdot (K_i - 1) + 1}, \quad (1.2)$$

где x_i, y_i - мольные доли в жидкой и газовой фазах;

η_i - доля компонента в исходной смеси;

K_i - коэффициент фазового распределения i -го компонента;

w - доля отгона газа.

Уравнение имеет решение при выполнении условия:

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n y_i = 1, \quad (1.3)$$

Расчет K_i для компонента рассчитывается следующим образом:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i}{P}, \quad (1.4)$$

где P_i - парциальное давление i -го компонента;

P - общее давление смеси.

Основная задача состоит в определении константы фазового равновесия [48,49].

В литературе предложены различные методы для расчета константы фазового равновесия:

1. Метод Шилова-Ключкова-Ярышева[50];
2. С использованием принципа соответствующих состояний [51, 52];

3. Уравнения состояния и их модификации (уравнения Ван-дер-Ваальса; Вильсона; Пенга-Робинсона и другие). [53-56]

1.7.2 Реализованные модели процессов разделения углеводородных систем

На основе математической модели возможно создать имитационную модель, с помощью которой можно рассчитать материальный баланс установки, проводить анализ технологических режимов установки, а также оптимизировать выход товарной продукции и ее качества.

В статье [60] говорится о программе, разработанной для моделирования процесса абсорбции. На основании модели были предложены рекомендации по реконструкции, а также по режиму работы установки осушки газа на УКПГ-1 Ямбургского месторождения.

В статьях [61, 62] приводятся результаты разработки модели установки комплексной подготовки газа (УКПГ). На основании модели были предложены рекомендации по режиму работы УКПГ на Мыльджинском и Северо-Васюганском газоконденсатном месторождении (ГКМ).

1.8 Постановка цели и задач исследования

Современный уровень развития химической технологии, а также накопленный опыт позволяют решать комплексные задачи, стоящие перед производителями, возникающие при добыче, подготовке, транспортировке и переработке природного газа.

Сегодня предложены и реализованы технические решения, позволяющие на различных этапах разработки, конструирования, оптимизации работы оборудования, а также при подготовке рабочего персонала добиваться высоких результатов при минимальных сроках.

В качестве исследования был выбран процесс низкотемпературной сепарации газа в связи с распространенностью данной технологии при подготовке газа. Однако существует ряд проблем, которые характерны для низкотемпературной сепарации. В первую очередь это невозможность

работы на постоянном установившемся режиме, как следствие постоянного снижения давления на месторождении, постоянный ввод в эксплуатацию и отключения скважин, работы по оптимизации и ремонту системы сбора промысловой продукции, поступление жидкостных пробок из системы сбора и многое другое. Изменение параметров на входе в установку, происходящие с различными характерными временами – от секунд до дней и месяцев, требует грамотного подхода к расчету корректирующих действий для сохранения оптимальных режимов работы установки и гарантирования требуемого качества продукции на выходе. Кроме того, так как в данной технологии применяются низкие температуры и высокие давления, в оборудовании и трубопроводах образуются гидратные пробки. Они способны перекрывать часть свободного сечения трубопроводов и приводить к негативным последствиям в результате ухода режима работы установки за рамки допустимых отклонений. Решением является поддержание необходимых термобарических параметров во всех узлах и аппаратах установки и добавление в поток ингибиторов гидратообразования (метанола) и, таким образом, предотвращение образования гидратов, но ингибиторы гидратообразования дорогостоящи, кроме того, являясь спиртами, относятся к летучим и токсическим веществам. Ведение процесса в безгидратном режиме является сложной задачей, так как прогнозировать параметры работы установки в переходном состоянии не просто и требуют высокой квалификации инженерно-технического персонала.

Требования к уровню подготовки специалистов, занятых на промышленных объектах, ежегодно возрастают, что, в свою очередь, требует применять более совершенные методы обучения. Одним из эффективных способов решений данной задачи является подготовка персонала на компьютерных тренажерах. Эффективность обучения данным методом напрямую зависит от степени проработанности программного продукта, т.е. способности имитировать работу реального объекта с максимальной степенью детализации.

Одна из проблем при обслуживании действующей установки является управление и прогнозирование работы установки в условиях переходного режима, т.е. в промежутке времени, необходимого для перехода из одного стационарного режима в другой. Данные явления на действующих установках подготовки газа встречаются повсеместно – это такие процессы, как запуск, остановка оборудования, изменение режима работы, связанные со снижением давления на месторождении, подключением дополнительного числа скважин, изменение состава сырья, поступающего на переработку, и т.д. По факту, любое возмущение в системе приводит к переходному состоянию.

Использование динамической имитационной модели в качестве компьютерного тренажера позволит операторам отработать основные навыки, такие как контроль и регулирование режимов работы аппаратуры, последовательность действий при аварийных и нештатных ситуациях и т.д., знания о работе установки в условиях переходного позволяют повысить уровень подготовки специалистов.

Поэтому **целью работы является** создание условий эффективного процесса разделения углеводородов в аппаратах установки комплексной подготовки газа с уменьшением содержания тяжелых углеводородов C_{5+} и сохранением точки росы по воде и углеводородам путем повышения стабильности работы при возникновении переходных режимов с применением имитационной динамической модели, учитывающей закономерности фазовых превращений углеводородных систем, базирующиеся на химии слабых взаимодействий, и процессов теплопередачи.

Для достижения поставленной цели решались следующие задачи:

5. Исследование процесса низкотемпературной сепарации газа и установление закономерностей изменения параметров фазового равновесия, связанных с установлением термобарических условий и расходов жидкостей и газа, и их влияния на переходные режимы работы аппаратов в

динамических условиях. Определение унифицированной структуры технологической схемы процесса низкотемпературной сепарации газа, а также состава аппаратов, требующих создания математических моделей для полного описания работы установки.

6. Расчет физических свойств (вязкость, плотность, теплоемкость и теплопроводность) смесей на входе в аппараты (сепараторы, разделители жидкости, теплообменники, воздушные холодильники, компрессоры и эжекторы). Определение термодинамических параметров процессов, протекающих в аппаратах технологической установки низкотемпературной сепарации (энтальпия, константа фазового равновесия, давления насыщенных паров), включая определение кривых конденсации и парообразования.

7. Построение имитационной динамической модели процесса низкотемпературной сепарации газа, основанной на математических моделях отдельных аппаратов и установленных связях между ними. Проверка программно-реализованной имитационной динамической модели на адекватность отображения реальных процессов, протекающих в действующих аппаратах технологической схемы установки низкотемпературной сепарации газа в стационарных и динамических условиях.

Разработка технических решений, направленных на повышение стабильности работы установки низкотемпературной сепарации газа при возникновении переходных режимов с целью поддержания степени осушки газа и уменьшения отклонения от требуемых показателей качества продукции с применением имитационной динамической модели.

Выводы по 1 главе

1. Таким образом, на современном этапе развития направления подготовки газа за счет повышающихся требований к товарным свойствам осушенного газа как следствие повышающихся расстояний транспортировки

и необходимости оптимизации технологических процессов для максимизации объема целевого продукта на выходе установки все большее внимание направлено на учет динамических процессов, происходящих в установке подготовки.

2. Широкое внедрение технологии низкотемпературной сепарации при решении вопросов подготовки газа, нерешенность вопросов по оптимизации переходных (нестационарных) процессов обуславливает актуальность установления термодинамических закономерностей при воздействии внешних факторов, либо управляющих воздействиях. Их исследование позволяет осуществить моделирование процесса с целью оптимизации технологических режимов с учетом сопряженности процессов и аппаратов, что обеспечивает достижение оптимального качества газа на выходе установки.

3. На текущий момент существует большое количество программных комплексов, позволяющих вести расчет технологических схем с реализацией динамического режима разной степени достоверности. Однако лишь некоторые позволяют явным образом отслеживать переходные процессы, являются импортными, дорогостоящими и редко применяются в отечественной промышленности для решения задач связанных с неочевидными эффектами переходных процессов.

2 Методология и методы исследования аппаратов технологической схемы

В качестве объекта исследования выбрана установка подготовки газа и газового конденсата по схеме низкотемпературной сепарации. Данная технология распространена и относительно проста для программной реализации методов создания динамических детализированных математических моделей химико-технологических систем.

2.1 Технологическая схема установки низкотемпературной сепарации газа

Система подготовки газа построена на принципе низкотемпературной сепарации; предназначена для выработки осушенного газа и конденсата и соответствии с требуемыми техническими условиями.

Процесс сепарации проводится при пониженных температурах и повышенных давлениях для получения газа необходимого состава за счет отделения тяжелых углеводородов. Эффективность процесса сепарации обеспечивается достижением условий фазового равновесия системы газ-жидкость, которое в свою очередь зависит от температуры, давления и состава газа. Процесс проводят в сепараторах, конструкция которых также влияет на разделение системы газ-жидкость, так как за время пребывания в них из газа не успевает полностью осесть вся капельная жидкость.

Низкая температура достигается посредством использования дроссельного клапана и тепловой рекуперации холодных флюидов. Подготовленный газ направляется на узел замера и далее в трубопровод товарного газа. Конденсат направляется для дальнейшей подготовки, затем в резервуар хранения и на реализацию.

Газоконденсатная смесь от кустов скважин и одиночных скважин по шлейфам поступает на входной манифольд УКПГ под давлением 6-7 МПа и средней температуре до 40 °С летом и до 30 °С зимой.

Из входного манифольда газоконденсатная смесь попадает в сепаратор 1-ой ступени (С-1/1).

В сепаратор 2-ой ступени С-2/1 поступает охлаждённая газоконденсатная смесь из теплообменника газ/газ 1-ой ступени Т-1/1. В сепараторе происходит отделение газа от жидкости под действием силы гравитации.

Основная часть освобожденного от капельной жидкости газового потока из С-2/1 в качестве активного потока подается на два эжектора ЭЖ-1/1 и ЭЖ-2/1.

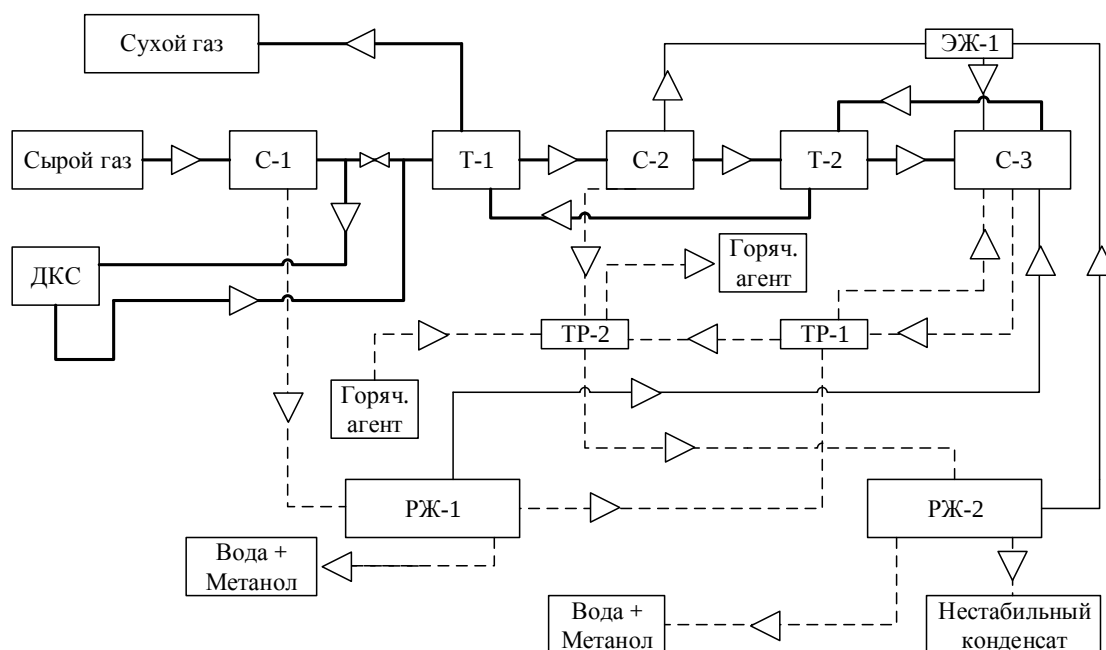


Рисунок 2.1 – Структурная схема основных потоков технологического модуля

С-1, С-2, С-3 – сепараторы; Т-1, Т-2, ТР-1, ТР-2 – кожухотрубчатые теплообменники;
 РЖ-1, РЖ-2 – разделители жидкости; ЭЖ-1 - эжектор; ДКС – дожимная компрессорная станция;
 ———— линия движения основного потока газа; ———— линия движения неосновных потоков газа; - - - -
 линия движения потока жидкости.

Газ выветривания из разделителя жидкости РЖ-2/1 направляется на эжектирование в струйный эжектор ЭЖ-1/1, а газ дегазации от УДСК-1,2 в струйный эжектор ЭЖ-2/1.

Газ активного и пассивного потоков от эжекторов ЭЖ-1/1, ЭЖ-2/1 объединяется в один поток и подается на вход низкотемпературного сепаратора С-3/1, объединяясь с основным газожидкостным потоком газа.

Газ из сепаратора 2-ой ступени (С-2/1) поступает во 2-ой теплообменник газ/газ (Т-2/1), где он проходит через трубную часть, охлаждается до температуры от минус 15 до минус 25 °С.

Дроссельный клапан, расположен на линии газа перед низкотемпературным сепаратором. После дроссельного клапана холодная газоконденсатная смесь совместно с газами дегазации из РЖ-1/1 поступает в низкотемпературный сепаратор С-3/1. Из сепаратора С-3/1 отсепарированная жидкость поступает в трубное пространство теплообменника ТР-1/1, где нагревается до минус 25÷ минус 20°С.

Природный газ, осушенный от углеводородного конденсата и влаги из низкотемпературного сепаратора С-3/1 поступает в межтрубное пространство теплообменника Т-2/1. Осушенный природный газ направляется на одну из замерных ниток УЗГ и далее в магистральный газопровод.

Жидкая фаза направляется из сепаратора первой ступени С-1/1 в разделитель жидкости РЖ-1/1, где происходит разделение на газ, конденсат и метанольную воду.

Газ дегазации из РЖ-1/1 подается на вход низкотемпературного сепаратора С-3/1.

Углеводородный конденсат из РЖ-1/1 по уровню под давлением 2,5-2,7 МПа подается в РЖ-2/1. Возможна подача части конденсата в ТР-1/1.

Углеводородный нестабильный конденсат и растворенная метанольная вода из РЖ-1/1 поступает к площадке теплообменников ТР-1/1, ТР-2/1, где происходит разделение на два потока:

- один поток направляется на вход разделителя РЖ-2/1;
- другой поток жидкой фазы из РЖ-1/1 подается в межтрубное пространство теплообменника ТР-1/1.

Из разделителя жидкости выходит три потока:

- 1) Метанольная вода выводится в вентили газа ВГ-1/1,2.

2) Углеводородный конденсат направляется на площадку переключаящей арматуры УДСК.

3) Газ дегазации с температурой 15-20°C и давлением 2,6-2,8 МПа выводится на эжектор ЭЖ-1/1.[63]

Для поверочных расчетов использовался компонентный состав жирного газа (в качестве газа, поступающего от скважин по коллектору) одного из газоконденсатных месторождений Томской области. Состав газа на входе в сепаратор первой ступени сепарации представлен в таблице 1.

Таблица 1. Состав газа на входе в сепаратор первой ступени сепарации

Компонент	Газоконденсатная смесь	Максимальные отклонения	
	Массовая концентрация, % мас.	Массовая концентрация, % мас. (сухой газ)	Массовая концентрация, % мас. (конденсат)
CO ₂	0,539	0,55	0,17
N ₂	2,645	2,74	0,09
CH ₄	84,809	87,47	10,12
C ₂ H ₆	3,809	3,86	2,37
C ₃ H ₈	2,526	2,44	5,00
iC ₄ H ₁₀	0,776	0,69	3,26
C ₄ H ₁₀	1,016	0,85	5,73
iC ₅ H ₁₂	0,409	0,27	4,20
C ₅ H ₁₂	0,419	0,25	5,20
C ₆₊	2,705	0,88	54,04
H ₂ O	0,317	0,00	9,14
CH ₃ OH	0,024	0,00	0,67

Температура газа на входе принимается равной 15 °С, давление 7,1 МПа. Расход газа на входе в аппарат первой ступени сепарации равен 4480 т/сут. Расход сухого газа 4390 т/сут. Расход метанольной воды 9 т/сут. Расход нестабильного конденсата на установку деэтанализации и стабилизации 81 т/сут.

2.2 Основные параметры режима работы установки низкотемпературной сепарации

Основным оборудованием в процессе низкотемпературной сепарации являются сепараторы, теплообменники, разделители жидкости, эжекторы.

Рабочий диапазон давлений составляет от 2,5 до 7,35 МПа, температура изменяется в пределах от минус 45 до плюс 30 °С, количество поступающего сырья на установку находится в интервале от 60 до 210 нм³/ч.

Сепарация

В данном случае в технологической схеме последовательно установлено три ступени сепарации: на первой ступени давление сырья составляет от 6,0 до 7,0 МПа, температура от плюс 5 до плюс 25 °С, далее за счет прокачивания через теплообменник, а также через регулирующий клапан во второй ступени сепарации наблюдается падение температуры до значений от минус 10 до плюс 3 °С. Затем перед поступлением на третью ступень сепарации сырье охлаждают за счет применения дросселирующего устройства, охлаждения в теплообменнике, а также смешения с газом блока эжекции. За счет этого в третьей ступени сепарации наблюдается снижение температуры до значений от минус 35 до минус 30 °С и давления от 3,7 до 5,5 МПа.

В каждом сепараторе происходит конденсация жидкости с последующим отделением, причем наибольшее количество отбивается на первой ступени. Для возможности дальнейшей конденсации необходимо изменять рабочие условия в сепараторах. На различных участках технологической схемы осуществляется подача метанола в основной трубопровод, который также конденсируется и уходит вместе с водой и углеводородами.

Разделение жидкости

В технологической схеме установлено два разделителя жидкости (РЖ-1 и РЖ-2). Рабочие интервалы для РЖ-1 по давлению составляют от 3,7 до 5,9 МПа, по температуре от 0 до 30 °С; для РЖ-2 давление находится в интервале от 2,5 до 2,7 МПа, температура от 15 до 20 °С.

В РЖ-1 сырье поступает из сепаратора первой ступени С-1; в РЖ-2 сырье направляется из сепараторов второй и третьей ступеней, предварительно смешивается и нагревается в теплообменнике.

Аппараты работают по принципу трехфазного сепаратора. Из аппарата выходят три потока: газ, конденсат, метанольная вода. Газ отбирается и уходит на дальнейшую переработку, разделение конденсата и водометанольной смеси происходит под действием гравитационных сил.

Более подробно параметры работы установки приведены в приложении А. Далее рассмотрим математические модели основного оборудования, задействованного в технологии низкотемпературной сепарации.

2.3 Учет динамических условий при моделировании процессов подготовки газа и газового конденсата

Основными факторами, определяющими режим работы установки в динамических условиях, являются: давление и температура, состав и количество поступающего сырья на переработку, конструкционные особенности оборудования.

- **Давление и температура.**

Данные параметры являются основными факторами, определяющими режим работы установки. Изменяя их в последовательно установленных аппаратах, можно добиться оптимальных режимов работы, способствующих достижению максимального выхода целевых продуктов и соответствия требованиям качества. Так, на увеличение выхода сухого отбензиненного газа и газового конденсата существенное влияние оказывает понижение давления в системе. [10]

- **Состав сырья, поступающего на сепарацию.**

Средняя молекулярная масса сырья (зависящая от компонентного состава) значительным образом влияет на температуру конденсации. При увеличении молекулярной массы растет температура, при которой происходит конденсация.

Также состав влияет на нормальный режим работы. Так, наличие большого количества парафинов при относительно низких температурах вызывает образование пробок внутри аппаратуры. Влага является причиной образования гидратов, что также нарушает нормальную работу установки.

- **Количество сырья, поступающего на сепарацию.**

Для каждой конкретной установки существуют нормы технологического режима. Один из основных показателей работы – это количество поступающего сырья. Данный показатель влияет на эффективность сепарации, т.к. связан с временем пребывания сырья в аппарате. Оптимальное время пребывания обеспечивает максимальную эффективность процесса, при этом минимизируя унос жидкости и газа. Также необходимо понимать, что конкретное оборудование рассчитано на определенные расходы. В случае необоснованного повышения расходов в аппаратах, эффективность сепарации снижается.

- **Конструкция сепарационных аппаратов.** Основными аппаратами процесса НТС являются: сепараторы, дегазаторы, выветриватели. Правильно подобранная конструкция сепараторов определяет эффективность процесса разделения газа и жидкости. В зависимости от конкретных условий, в конструкцию могут входить циклоны, центробежные устройства, фильтры различного строения [1].

Таким образом, в рассмотренной технологической схеме основными узлами, определяющими эффективность процесса сепарации являются: сепараторы, теплообменники, разделители жидкости, эжекторы. Необходимо также учесть влияние на режим работы регулирующей арматуры.

Математическое описание оборудования сводится к определению основных процессов, в них протекающих, а также учете различных факторов, которые являются причиной неидеальной работы оборудования. Так, для сепараторов основным процессом является разделение газовой и жидкой фаз, которое можно описать уравнениями фазового равновесия. Не идеальность процесса учитывается вводом коэффициентов уноса.

2.4 Формирование динамической математической модели химико-технологической системы процессов подготовки газа и газового конденсата

Исследование процесса низкотемпературной сепарации газа основано на использовании стратегии системного анализа и метода математического моделирования массообменных и тепловых процессов.

Математические модели процессов испарения и конденсации построены на базе принципов химии слабых взаимодействий. Учтены дипольные взаимодействия (энергия Кeesома), индукционные взаимодействия (энергия Дебая) и дисперсионные взаимодействия (энергия Лондона).

Энергия дипольного взаимодействия определяется соотношением:

$$E_K = -2 \mu_1 \mu_2 / 4\pi \epsilon_0 r^3 \quad (2.1)$$

где μ_1 и μ_2 - дипольные моменты взаимодействующих диполей, r - расстояние между ними.

Энергия индукционного взаимодействия определяется соотношением:

$$E_D = -2 \mu_{\text{нав}}^2 \gamma / r^6 \quad (2.2)$$

где $\mu_{\text{нав}}$ - момент наведенного диполя.

Энергия дисперсионного взаимодействия определяется соотношением:

$$E_L = -2 \mu_{\text{мгн}}^2 \gamma^2 / r^6, \quad (2.3)$$

где $\mu_{\text{мгн}}$ - момент мгновенного диполя.

Суммарно, энергия межмолекулярного взаимодействия находится в диапазоне 8-16 кДж/моль.

Продemonстрируем принцип динамического режима на примере работы трехфазного сепаратора.

Уравнение материального баланса трехфазного сепаратора можно представить в виде:

$$F = W + L + G, \quad (2.4)$$

где F – расход исходной смеси, моль/с;

W – расход жидкой фазы (воды), моль/с;

L – расход жидкой фазы (конденсата), моль/с;

G – расход пара, моль/с.

Внесем в уравнение (2.4) дополнительный параметр δ – дебалансовую величину, отвечающую за накопление или перерасход в аппарате за счет инерционности и нестационарности системы, моль/с. Тогда уравнение примет вид:

$$F = W + L + G + \delta, \quad (2.5)$$

Благодаря величине δ давление и уровень жидкости в аппарате изменяются со временем.

Аналогичное внесение дебаланса в математические модели других массообменных аппаратов позволит добиться ведения процесса в динамическом режиме, явно учитывающего факторы изменения состояния аппаратов во времени.

Построение имитационной математической модели, основано на составлении нестационарной математической модели химико-технологической системы, которая представляет собой систему уравнений материального и теплового балансов отдельных аппаратов и уравнения связей между элементами системы.

Материальный баланс

Пусть в i -й аппарат химико-технологической системы поступает сколь угодно множество потоков M и выходит сколь угодно множество R потоков.

Рассмотрим материальные потоки i -го аппарата химико-технологической системы. Согласно закону сохранения масс, в аппарате накапливается количество вещества за счет разности материальных потоков на входе в аппарат и на выходе из него (рис. 2.2).

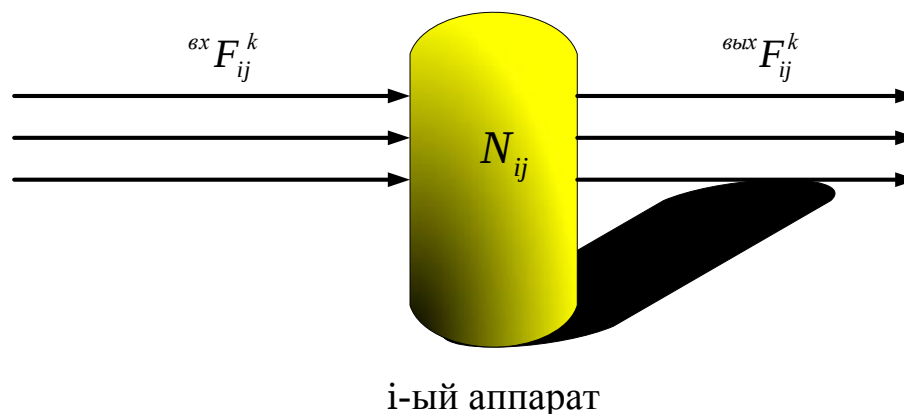


Рисунок 2.2 – Схема материальных потоков i-го аппарата химико-технологической системы

Тогда скорость накопления вещества в аппарате можно представить в виде следующего дифференциального уравнения:

$$\frac{dN_{ij}}{dt} = \sum_k ^{ex} F_{ij}^k - \sum_k ^{вых} F_{ij}^k, \quad (2.6)$$

где N_{ij} - количество j-го вещества в i-ом аппарате, моль.

$^{ex}F_{ij}^k$ - k-ый расход j-го вещества на входе в i-ый аппарат, моль/с.

$^{вых}F_{ij}^k$ - k-ый расход j-го вещества на выходе из i-го аппарата, моль/с.

При известном количестве вещества N_{ij} и геометрических размерах аппарата можно рассчитать следующие параметры:

- 1) фазовое равновесие и распределение газовой и жидкой частей потока;
- 2) уровень жидкости в аппаратах;
- 3) давление в аппаратах.

Уравнение материального баланса дополняется уравнением теплового баланса в нестационарной форме.

Тепловой баланс

Рассмотрим тепловые потоки i-го аппарата химико-технологической системы. Согласно закону сохранения энергии, в аппарате накапливается количество вещества за счет разности энергий потоков на входе в аппарат и на выходе из него (рис. 2.3).

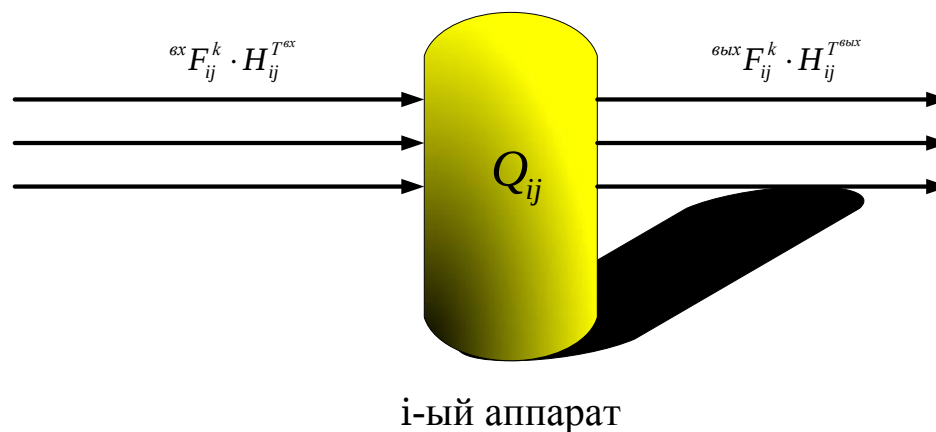


Рисунок 2.3. Схема тепловых потоков i -го аппарата химико-технологической системы

Тогда скорость накопления тепла в аппарате можно представить в виде следующего дифференциального уравнения:

$$\frac{dQ_{ij}}{dt} = \sum_k \text{вх} F_{ij}^k \cdot H_{ij}^{T^{\text{вх}}} - \sum_k \text{вых} F_{ij}^k \cdot H_{ij}^{T^{\text{вых}}} + \Delta Q_{ij}^*, \quad (2.7)$$

где Q_{ij} - количество тепла j -го вещества в i -ом аппарате, Дж.

$H_{ij}^{T^{\text{вх}}}$ - энтальпия j -го вещества в i -ом аппарате при входной температуре, Дж/моль.

$H_{ij}^{T^{\text{вых}}}$ - энтальпия j -го вещества в i -ом аппарате при выходной температуре, Дж/моль.

ΔQ_{ij}^* - энергия, принимаемая j -ым веществом в i -ом аппарате, Дж/с.

Для расчета ΔQ_{ij}^* теплообменных аппаратов (кожухотрубчатых теплообменников, аппаратов воздушного охлаждения и т.д.) применяется уравнения теплопередачи с учетом смежного теплоносителя.

При известных теплотехнических характеристиках компонентов потока рассчитываются теплоемкости потоков и теплопередача. Итерационным способом при известном значении Q_{ij} рассчитывается температура в аппарате.

Уравнения связи

Для моделирования химико-технологической системы, состоящей из множества элементов, взаимно влияющих друг на друга, необходимо

установить характер связи между аппаратами, которые могут быть описаны следующим образом:

$$\begin{cases} {}^{ex}F_{ij}^k = f({}^{ex}F_{mj}^n) \\ {}^{ex}F_{ij}^k \cdot H_{ij}^{T^{ex}} = \lambda({}^{ex}F_{mj}^n \cdot H_{mj}^{T^{ex}}) \end{cases}, \quad (2.8)$$

где ${}^{ex}F_{mj}^n$ - n- ый расход j-го вещества на входе в m-ый аппарат, моль/с.

${}^{ex}F_{mj}^n$ - n- ый расход j-го вещества на выходе из m-го аппарата, моль/с.

$H_{mj}^{T^{ex}}$ - энтальпия j-го вещества в m-ом аппарате при входной температуре, Дж/моль.

$H_{mj}^{T^{ex}}$ - энтальпия j-го вещества в m-ом аппарате при выходной температуре, Дж/моль.

Вид функциональной зависимости материальных и тепловых потоков зависит от типа и конструкции оборудования.

Так, при описании материальных потоков в емкости массы потоков суммируются, а температура рассчитывается по аддитивному закону. При описании работы эжектора учитывается эффект Джоуля-Томпсона и увеличение потока за счет пассивного газа. При моделировании работы компрессора характерно только изменение теплосодержания потоков, без изменения количества вещества.

Общее уравнение системы

Объединением предыдущих выражений получена система дифференциальных уравнений первого порядка:

$$\begin{cases} \frac{dN_{ij}}{dt} = \sum_k {}^{ex}F_{ij}^k - \sum_k {}^{ex}F_{ij}^k \\ \frac{dQ_{ij}}{dt} = \sum_k {}^{ex}F_{ij}^k \cdot H_{ij}^{T^{ex}} - \sum_k {}^{ex}F_{ij}^k \cdot H_{ij}^{T^{ex}} \pm \Delta Q_{ij}^* \\ {}^{ex}F_{ij}^k = f({}^{ex}F_{mj}^n) \\ {}^{ex}F_{ij}^k \cdot H_{ij}^{T^{ex}} = f({}^{ex}F_{mj}^n \cdot H_{mj}^{T^{ex}}) \end{cases} \quad (2.9)$$

Для решения данной системы дифференциальных уравнений применяются численные методы. В частности, для решения поставленной задачи использован метод Эйлера.

Выводы по 2 главе

1. Процесс низкотемпературной сепарации представляет из себя многостадийную технологическую систему, включающую элементы сепарации газа, разделения жидкости, охлаждения и рекуперации тепла. Данный процесс позволяет гарантированно получить газ товарных свойств, подготовленный для транспортировки по трубопроводам за счет отделения основной части тяжелых углеводородов и снижения точек росы по углеводородам и воде.
2. Стратегия системного анализа является современным методом изучения сложных химико-технологических систем и применима для описания и исследования низкотемпературной сепарации газа путем декомпозиции системы на иерархические ступени и определения связей между ними: молекулярный уровень (расчет констант фазового равновесия), физико-химический процесс в аппарате, взаимосвязь процессов и аппаратов химико-технологической системы.
3. Метод математического моделирования широко применяется для исследования установок газоподготовки и позволяет с высокой точностью описывать, прогнозировать и оптимизировать сложные многокомпонентные процессы подготовки газа. Поэтому данный метод применим для описания и исследования процесса низкотемпературной сепарации газа.
4. Для экспериментального определения концентраций углеводородов применяется метод хроматографии. Точность метода – до сотой доли % мас., погрешность метода ± 5 %.

3 Разработка имитационной динамической модели установки комплексной подготовки газа на основе математических моделей процессов разделения многокомпонентных углеводородных смесей

Рассмотрим разработку детализированных математических моделей элементов химико-технологической системы процессов подготовки газа и газового конденсата.

3.1. Математическое описание теплообменного оборудования

Описание математической модели кожухотрубчатого теплообменника, традиционно устанавливаемого в технологии низкотемпературной сепарации сводится к решению уравнений теплового баланса с учетом процесса теплопередачи через стенку другому теплоносителю при известных габаритных размерах аппаратов и свойств используемых материалов и сред [64]. Основное уравнение теплопередачи, используемое для построения математической модели, выглядит следующим образом:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta T_{cp} \cdot \tau, \quad (3.1)$$

где K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²К);

F – поверхность теплообмена, м²;

ΔT_{cp} – средний температурный напор, К;

τ – время контакта, с.

Коэффициент теплопередачи определяется как:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^N \left(\frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (3.2)$$

где α_1 – коэффициент теплопередачи среды первого теплоносителя к стенке, Вт/К;

α_2 – коэффициент теплопередачи среды второго теплоносителя к стенке, Вт/К;

$\sum_{i=1}^N \left(\frac{\delta_i}{\lambda_i} \right)$ – сумма термических сопротивлений, К/Вт;

N – число слоев, создающих термическое сопротивление, ед.;

λ_i – коэффициент теплопроводности i -го слоя при средней температуре, Вт/(м·К);

δ_i – толщина i -го слоя, м.

Для математического описания процесса теплообмена также необходимо учесть тепловой баланс:

$$G_1 C_{p1} (t_2' - t_2'') \tau_1 = G_2 C_{p2} (t_1'' - t_1') \tau_2, \quad (3.3)$$

где G_1 и G_2 — количество поступающей в теплообменник первого и второго теплоносителя соответственно, моль/с;

C_{pi} — удельные теплоемкости теплоносителей, Дж/(моль·°C);

t_1' и t_1'' — температура первого теплоносителя на входе и выходе из теплообменника, °C;

t_2' и t_2'' — температура второго теплоносителя на входе и выходе из теплообменника, °C.

3.2 Математическое описание сепарационного оборудования

При моделировании процесса сепарации газа предполагается, что в процессе сепарации достигается состояние фазового равновесия, т.е. такое состояние при котором скорость перехода частиц из газовой в жидкую фазу равны между собой.

Уравнение материального баланса сепаратора можно представить в виде:

$$F = G + L, \quad (3.4)$$

Или

$$F u_i = G y_i + L x_i, \quad (3.5)$$

где F — расход исходной смеси, кг/с;

L — расход жидкой фазы, кг/с;

G — расход пара, кг/с;

u_i — концентрация i -го компонента в исходной смеси;

x_i, y_i — концентрация i -го компонента в жидкой и газовой фазе соответственно.

Принимаем долю отгона e как

$$e = \frac{G}{F}, \quad (3.6)$$

При расчете массообменных процессов обычно используют законы, на основании которых можно рассчитать составы разделяемых фаз. Моделирование процесса низкотемпературной сепарации основывается на описании системы с использованием законов Дальтона, Рауля и Коновалова.

Таким образом, согласно закону Рауля-Дальтона:

$$y_i = K_i \cdot x_i, \quad (3.7)$$

где K_i — константа фазового равновесия.

Параметры равновесия в многокомпонентных смесях (константы фазового равновесия) рассчитываются, исходя из экспериментальных данных для бинарных смесей. Это вызвано тем, что данных по равновесию для бинарных смесей накоплено уже достаточно много, в то время как исследование многокомпонентных смесей весьма трудоемко. Во многих случаях оправдано применение уравнения Вильсона. Как сообщают Донт и Вайхманн, для расчета данных по равновесию бинарных растворов на основе зависимостей p — x (или t — x) можно использовать методы последовательных приближений. Круг, Хаберланд и Биттрих дали оценку основным положениям по теории растворов, выдвинутым Маргулесом, Редлихом, Кистером, Ван-Нессом, Ван-Лааром, Скэтчардом, Хеймером, Вильсоном, Хейлем и Реноном, Праусницем (NRTL—Non—Random—Two— Liquid). Шуберт полагает, что теоретический подход Ренона— Праусница весьма перспективен. Он лишен недостатков метода Вильсона, основанного на использовании трехпараметрического уравнения. Применение метода Вильсона ограничивается нерасслаивающимися жидкими системами. Соотношение Ренона—Праусница связывает физическую модель Вильсона с теорией Скотта.

Совместным решением уравнений (3.6) – (3.7) получаем:

$$x_i = \frac{u_i}{1 + e(K_i - 1)}, \quad (3.8)$$

Уравнение (2.8) содержит два неизвестных параметра: массовые доли компонентов в жидкой фазе (x_i) и долю отгона e . Для решения уравнения (2.8) использован метод итераций. При этом на каждой итерации должно выполняться условие $\sum x_i = 1$.

Получив значения x_i , можно рассчитать состав газовой фазы, т.е. определить y_i .

Однако для промышленных аппаратов уравнение (3.8) не может быть использовано, так как в реальных системах не достигаются равновесные концентрации компонентов в жидкой и паровой фазах.

Кроме того, за счет присутствия в газовой фазе жидких углеводородов в виде капель малого размера процесс их осаждения осложнен, поэтому разделение жидкой и паровой фаз в сепараторе нечеткое.

Для учета факторов уноса жидкости с газом и газа с жидкостью в модели сепараторов используются дополнительные коэффициенты, отражающие это явление.

Коэффициент уноса жидкости с газом равен:

$$K_l = \frac{Q_{lg}}{Q_g}, \quad (3.9)$$

где K_l – коэффициент уноса жидкости с газом

Q_{lg} – расход жидкости из аппарата, унесенной с газом, кг/ час.

Q_g – расход газа из аппарата при достижении равновесных концентраций компонентов в паровой и жидкой фазе, кг/ час;

Коэффициент уноса газа с жидкостью равен:

$$K_g = \frac{Q_{gl}}{Q_l}, \quad (3.10)$$

где K_g – коэффициент уноса газа с жидкостью;

Q_{gl} – расход газа из аппарата, унесенного с жидкостью, кг/ час;

Q_l – расход жидкости из аппарата при достижении равновесных концентраций компонентов в паровой и жидкой фазе, кг/ час. [65].

Для определения значения коэффициентов уноса:

а) рассчитывается распределение по Слейчеру капель дисперсионной среды в сплошной (конденсата и воды в газе, капель воды в конденсате, капель конденсата в воде);

б) определяется время удержания и скорость осаждения капель дисперсионной среды в сплошной;

в) определяется остаточное содержание дисперсионной среды в сплошной;

г) производится дополнительная корректировка значений коэффициентов уноса при использовании в аппарате внутрикорпусных устройств (каплеотбойников, коалесцирующих решеток и насадок, центробежных и сепарационных элементов и т.д.).

3.3 Математическое описание разделителей жидкости

При моделировании процессов разделения в трехфазном разделителе учитывалось следующее:

1) В системе устанавливается фазовое равновесие между жидкостью и газом, описать которое позволяет закон Рауля-Дальтона:

$$y_i = K_i \cdot x_i, \quad (3.11)$$

где x_i и y_i – концентрация i -го компонента в жидкой и газовой фазе;
 K_i – константа фазового равновесия.

2) Для возможности расчёта скорости всплытия и осаждения капель режим течения жидкости принимается ламинарным. Это позволяет рассчитывать по закону Стокса:

$$U_p = \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_c - \rho_d)}{18 \cdot \mu_c \cdot \lambda}, \quad (3.12)$$

где U_p – скорость всплытия или оседания капель, м/с;
 g – ускорение свободного падения, равное $9,81 \text{ м/с}^2$;
 d – диаметр оседающих или всплывающих частиц, м;
 ρ_c – плотность непрерывной фазы, кг/м^3 ;
 ρ_d – плотность дисперсной фазы, кг/м^3 ;
 μ_c – вязкость сплошной фазы, $\text{Па} \cdot \text{с}$;
 λ – поправочный коэффициент, рассчитываемый по формуле:

$$\lambda = \frac{2\mu_c + 3\mu_d}{3(\mu_c + \mu_d)}, \quad (3.13)$$

где μ_d – вязкость дисперсной фазы, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Реальный процесс осаждения сопровождается дополнительным взаимодействием между частицами, а также осаждаемые частицы могут иметь форму, отличную от шарообразной. Для учета данных факторов вносятся поправки:

$$U_r = \psi \varphi U_p, \quad (3.14)$$

где ψ – коэффициент формы;
 φ – коэффициент стесненного осаждения (справ).

3) Для учета различных конструктивных особенностей применяемых трехфазных сепараторов в разных технологиях подготовки газового конденсата вводятся различные коэффициенты уноса, определяемые по следующим выражениям (таблица 3.1) [66]:

Таблица 3.1– Выражения для определения коэффициентов уноса

Коэффициент уноса	Расчетная формула
Конденсат с газом	$K_{lg} = \frac{Q_{lg}}{Q_g};$
Газ с конденсатом	$K_{gl} = \frac{Q_{gl}}{Q_l};$
Вода с газом	$K_{vg} = \frac{Q_{vg}}{Q_g};$
Газ с водой	$K_{gv} = \frac{Q_{gv}}{Q_v};$
Конденсат с водой	$K_{lv} = \frac{Q_{lv}}{Q_v};$
Вода с конденсатом	$K_{vl} = \frac{Q_{vl}}{Q_l};$

где Q_g – расход газа из аппарата при достижении равновесных концентраций компонентов в паровой и жидкой фазе, кг/ час;

Q_{lg} – расход конденсата из аппарата, унесенного с газом, кг/ час;

Q_l – расход конденсата из аппарата при достижении равновесных концентраций компонентов в паровой и жидкой фазе, кг/ час;

Q_{gl} – расход газа из аппарата, унесенного с конденсатом, кг/ час;

Q_{vg} – расход воды из аппарата, унесенной с газом, кг/ час;

Q_v – расход воды из аппарата при достижении равновесных концентраций компонентов в паровой и жидкой фазе, кг/ час;

Q_{gv} – расход газа из аппарата, унесенного с водой, кг/ час;

Q_{lv} – расход конденсата из аппарата, унесенного с водой, кг/ час;

Q_{vl} – расход воды из аппарата, унесенной с конденсатом, кг/ час.

3.4 Математическое описание регулирующих клапанов

Основная задача сводится к математическому описанию процесса течения потока через клапан, учитывающий изменение параметров во времени [67].

В качестве входных исходных данных для моделирования работы клапана необходимы следующие параметры, которые вносятся в математическую модель, и не меняются в ходе эксплуатации, а именно:

1) K_v - пропускная способность клапана, кг/ч. Параметр является заводским, указывается в паспорте;

2) Геометрические особенности клапана (местное сужение трубопровода);

3) Зависимость количества протекающей жидкости через клапан в зависимости от степени открытости задвижки.

Основным критерием режима работы клапана является разность давлений. Для более точного описания необходимо определить некоторые особенности течения среды через клапан.

Течение жидкости через клапан

Рассчитывается критическое давление, при котором количество пропускаемой жидкости начинает зависеть только от давления среды до клапана:

$$\Delta P_{MAX} = F_L^2 (P_1 - F_F P_V), \quad (3.15)$$

где F_L - коэффициент восстановления давления жидкости регулирующего клапана (табл.);

P_1 - входное абсолютное статическое давление, МПа;

P_V - давление насыщенных паров при T , МПа (табл.);

F_F - коэффициент критического перепада давления жидкости, рассчитывается:

$$F_F = 0,96 - 0,28 \sqrt{\frac{P_V}{P_C}}, \quad (3.16)$$

где P_C - критическое давление, МПа (табл.).

Далее сравнивается разность между разностью рабочих давлений, и критическим давлением. Если:

$$\Delta P = (P_1 - P_2) < \Delta P_{MAX}, \quad (3.17)$$

где P_2 - выходное абсолютное статическое давление, МПа.

тогда пропускная способность клапана по жидкости рассчитывается как:

$$Q = K_v \left(\sqrt{\frac{\rho_1 / \rho_0}{\Delta P}} \right)^{-1}, \quad (3.18)$$

где ρ_1 / ρ_0 - приведенная плотность;

Если:

$$\Delta P = (P_1 - P_2) > \Delta P_{MAX}, \quad (3.19)$$

тогда:

$$Q = K_v F_L \left(\sqrt{\frac{\rho_1 / \rho_0}{P_1 - F_F P_V}} \right)^{-1}, \quad (3.20)$$

Если задано, что жидкость течет в ламинарном режиме, то расчет пропускной способности клапана имеет следующий вид:

$$Q = K_v \left(\sqrt{\frac{\rho_1 / \rho_0}{\Delta P}} \right)^{-1}, \quad (3.21)$$

Явление вскипания жидкости

Данное явление происходит, когда

$$P_2 < P_V, \quad (3.22)$$

В данном случае необходимо рассчитать количество вещества, переходящего в газовую фазу. Расчет ведут следующим образом [68]:

$$x = \frac{h_{f1} - h_{f2}}{h_{fg2}}, \quad (3.23)$$

где h_{f1} - Энтальпия насыщенной жидкости при входной температуре;

h_{f2} - Энтальпия насыщенной жидкости при выходном давлении;

h_{fg2} - Энтальпия испарения при выходном давлении

Течение газа через клапан

Аналогично расчету течения жидкости, необходимо определить критическую разность давлений:

$$x_{cr} = F_\gamma x_T, \quad (3.24)$$

где F_γ - коэффициент показателя адиабаты (или коэффициент отношения удельных теплоемкостей);

$$F_\gamma = \frac{\gamma}{1,4}, \quad (3.25)$$

γ - показатель адиабаты.

x_T - коэффициент перепада давления клапана, рассчитывается как:

$$x_T = \frac{\Delta p}{P_1}, \quad (3.26)$$

Если $x_{раб} < F_\gamma x_T$, то количество пропускаемой среды рассчитывается как:

$$Q = K_v P_1 Y \left(\sqrt{\frac{MT_1 Z}{x_{раб}}} \right)^{-1}, \quad (3.27)$$

где Y - коэффициент расширения газа;

M - молярная масса газа, кг/кмоль;

T_1 - температура на входе в клапан, К;

Z - коэффициент сжатия;

$x_{раб}$ - отношение разности давлений к абсолютному давлению на входе ($\Delta P/P_1$);

При $x_{раб} > F_\gamma x_T$:

$$Q = 0,667 P_1 K_v \left(\sqrt{\frac{MT_1 Z}{F_\gamma x_T}} \right)^{-1}, \quad (3.28)$$

2. Ламинарный режим

Если течение газа задано в ламинарном режиме, то расчет клапана следующий:

$$Q = K_v \left(\sqrt{\frac{MT_1}{\Delta P (P_1 + P_2)}} \right)^{-1}, \quad (3.29)$$

Течение газо-жидкостного потока через клапан

Следует понимать, что до сих пор не существует комплексной методики по расчету пропускной способности клапана для двухфазных систем, однако, определенные успехи достигнуты были.

В литературе, посвященной данной проблеме, можно проследить следующие тенденции:

1) Производители указывают на то, что расчет K_v при различном газовом факторе также различен. Выделяют три области: с низким, средним, и высоким газовым факторами. Вероятнее всего это связано с режимами течения потоков (нормальное, переходное и критическое течение);

2) Достаточно хорошо описываются математически поведение клапана при низком газовом факторе, далее - высоком. Наиболее сложная ситуация состоит при среднем содержании газа в системе;

3) Рекомендации сводятся к учету степени внесения в систему фазы;

4) Приходится вводить некоторые допущения (например, предполагают одинаковую скорость жидкости и газа, отсутствие массового и энергетического обмена между фазами);

Расчет пропускной способности клапана при течении газожидкостного потока

Метод расчета, описанный ниже, имеет наибольшую сходимость с реальными данными. [69]

Поправочный коэффициент рассчитывается по следующей формуле:

$$\phi = \sqrt{\frac{\frac{v_1}{v_{l,1}}}{\left\{1 + \dot{x} \left[\left(\frac{v_{g,1}}{v_{l,1}} \right)^{1/6} - 1 \right] \right\} \left\{1 + \dot{x} \left[\left(\frac{v_{g,1}}{v_{l,1}} \right)^{5/6} - 1 \right] \right\}}}, \quad (3.30)$$

где $\dot{x}_1$ - доля газа в потоке;

v_{g1} - удельный объем пара или газа в потоке на входе:

$$v_{g1} = \frac{1}{\rho_{g1}}, \quad (3.31)$$

v_{l1} - удельный объем жидкости в потоке на входе;

$$v_{l1} = \frac{1}{\rho_{l1}}, \quad (3.32)$$

v_1 - приведенный удельный объем смеси:

$$v_1 = \dot{x}_1 v_{g1} + (1 - \dot{x}_1) v_{l1}, \quad (3.33)$$

Далее рассчитывают коэффициент сжимаемости смеси:

$$\omega_{N=1} = \frac{\dot{x}_1 v_{g1}}{v_1}, \quad (3.34)$$

Критическая разность давлений при термодинамическом равновесии (N=1) рассчитывается как:

$$x_{crit,N=1} = 0,45 - \left[0,217 \ln \omega_{N=1} - 0,046 (\ln \omega_{N=1})^2 + 0,004 (\ln \omega_{N=1})^3 \right], \quad (3.35)$$

Определяем критическое давление для системы:

$$\Delta P_{\max} = x_{crit} P_1, \quad (3.36)$$

Далее рассчитывается фактор расширения системы Y_{MP} :

Если $\Delta P \geq \Delta P_{\max}$, то

$$Y_{MP} = \frac{\sqrt{-\omega \ln(1-x_{crit}) - (\omega-1)x_{crit}}}{\omega \left(\frac{x_{crit}}{1-x_{crit}} \right) + 1} \phi \frac{F_L}{\sqrt{x_{crit}}}, \quad (3.37)$$

Откуда количество среды, проходящая через клапан рассчитывается как:

$$Q = \sqrt{\frac{\Delta p_{max}}{\Delta p_0}} \sqrt{\rho_0 \rho_1} K_v Y_{MP}, \quad (3.38)$$

где $\Delta p_0, \rho_0$ - приведенные разность давлений и плотность среды при стандартных условиях.

При $\Delta P \leq \Delta P_{max}$

$$Y_{MP} = \frac{\sqrt{-\omega \ln(1-x) - (\omega-1)x}}{\omega \left(\frac{x}{1-x} \right) + 1} \phi \frac{F_L}{\sqrt{x}}, \quad (3.39)$$

И далее

$$Q = \sqrt{\frac{\Delta p}{\Delta p_0}} \sqrt{\rho_0 \rho_1} K_v Y_{MP}, \quad (3.40)$$

3.5 Математическое описание компрессорного оборудования

Применяемый тип газоперекачивающего агрегата на установке низкотемпературной сепарации для увеличения давления на второй ступени сепарации зависит от расчетной суточной производительности установки и принятого рабочего давления. На номограмме, которую применяют в Ассоциации компаний поставщиков оборудования для обработки газа – GPSA, представлены рабочие зоны различных компрессоров (рисунок 3.1).

Необходимая степень повышения давления компрессорной станцией определяется:

$$R = \left(\frac{P_{НАГ}}{P_{ВС}} \right)^{1/n} \quad (3.39)$$

где: R – степень повышения давления на одной ступени компрессорной станции; $P_{НАГ}$, $P_{ВС}$ – давление нагнетания компрессорной станции и давление на приёме компрессорной станции соответственно, МПа; n- количество ступеней сжатия.

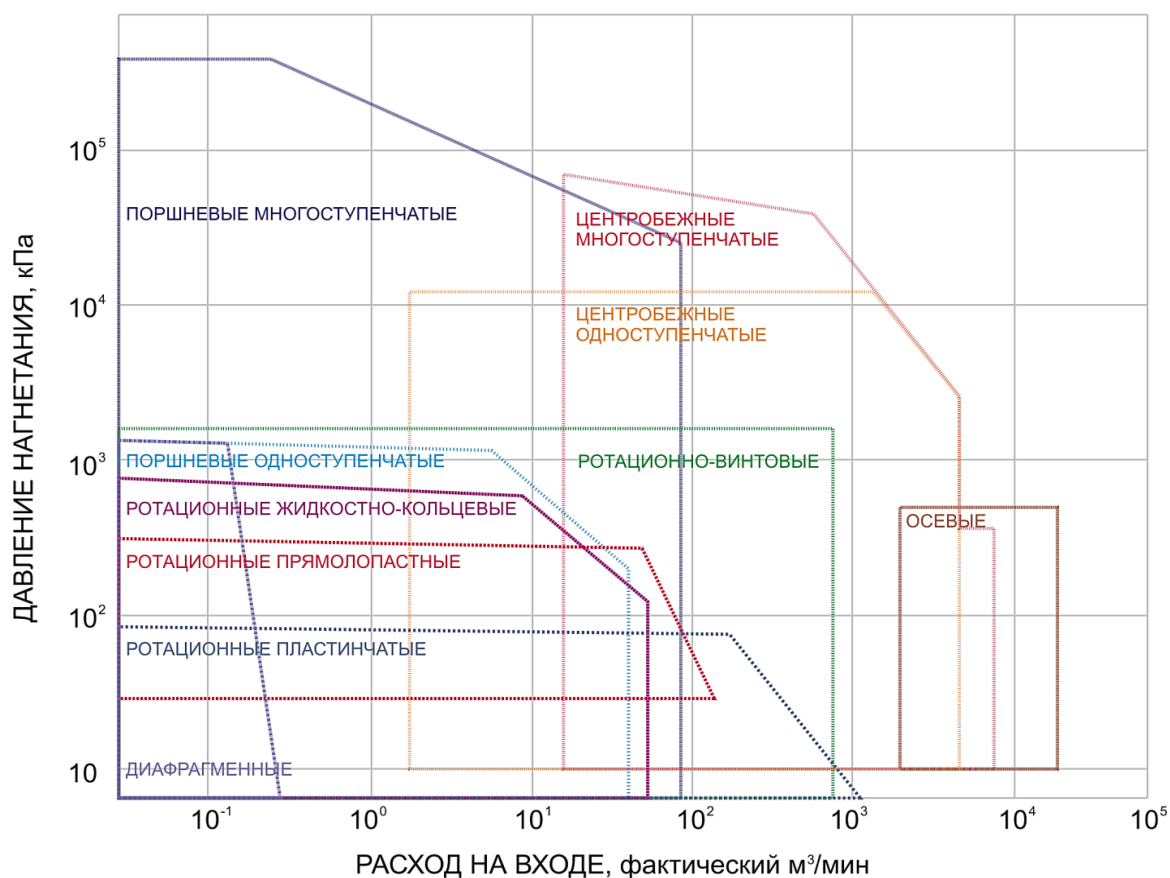


Рисунок 3.1 Номограмма рабочих зон компрессоров

Ориентировочная мощность компрессора определяется по формуле:

$$N = 13,7 \cdot R \cdot n \cdot F \cdot Q_r \quad (3.40)$$

где:

N – мощность компрессора, МВт;

R – степень повышения давления в одной ступени;

n – количество ступеней сжатия;

Q_r – расход газа, м³/ч;

F – поправка на перепад давления между ступенями:

- 1,00 для одноступенчатого сжатия;
- 1,08 для двухступенчатого сжатия;
- 1,10 для трехступенчатого сжатия.

3.6 Математическое описание эжекторного оборудования

Для идеальных газов при изотермическом процессе уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q_c = Q_g + Q_n, \quad (3.41)$$

где Q_c - количество тепла смеси газов, КДж/кмоль;

Q_g - количество тепла высоконапорного газа (эжектирующей), КДж/кмоль;

Q_n - количество тепла низконапорного газа (эжектируемый), КДж/кмоль.

Реальные газы при эжектировании проходят два основных процесса. Сначала высоконапорный газ, расширяясь, снижает собственную температуру, а затем, сжимаясь совместно с низконапорным газом, повышает ее. В результате тепловой баланс характеризуется более сложным выражением

$$Q_c = Q_g - q_{вр} + q_{вс} + Q_n + q_{нс}, \quad (3.42)$$

где $q_{вр}$ - потери тепла при увеличении скорости за счет расширения высоконапорного газа, КДж;

$q_{вс}$ - приращение тепла при сжатии (торможении) высоконапорного газа, КДж;

$q_{нс}$ - приращение тепла низконапорного газа при сжатии, КДж.

Уравнение (3.42) можно записать и в несколько сокращенном виде

$$Q_c = Q_g + Q_n - q_{вр} + q_{сс}, \quad (3.43)$$

где $q_{сс}$ - приращение тепла при сжатии (торможении) смеси газов, КДж.

Раскроем уравнение (3.43), чтобы установить прямую зависимость величин:

$$G_c c_{p_c} T_c = G_g c_{p_g} T_g + G_n c_{p_n} T_n - G_c c_{p_c} \Delta T_n, \quad (3.44)$$

где G_i - массовый расход газа, Кг/с;

c_{p_i} - теплоемкость при постоянном объеме, КДж/кг;

T_i - температура потока, К.

Здесь примем:

$$c_{p_g} \approx c_{p_n} \approx c_{p_c}, \quad (3.45)$$

$$G_c = G_g + G_n, \quad (3.46)$$

$$u = \frac{G_n}{G_g}, \quad (3.47)$$

После преобразований получим:

$$(u+1)T_c = T_v + uT_n - \Delta T_v + (u+1)\Delta T_n, \quad (3.48)$$

где u – коэффициент эжекции:

T_v – температура высоконапорного газа на входе, К;

T_n – температура низконапорного газа на входе, К.

$$\Delta T_v = \mu_v (P_v - P_n), \quad (3.49)$$

$$\Delta T_n = \mu_n (P_v - P_n), \quad (3.50)$$

μ_v – температурный коэффициент расширения реального газа;

μ_n – температурный коэффициент при сжатии газов в диффузоре:

P_n – давление низконапорного газа, МПа;

P_v – давление высоконапорного газа, МПа;

Откуда температура смеси на выходе из эжектора[70]:

$$T_c = \frac{T_v + uT_n - \Delta T_v + (u+1)\Delta T_n}{u+1}, \quad (3.51)$$

3.7 Этапы разработки имитационных динамических моделей для процесса низкотемпературной сепарации газа

На первом этапе для решения поставленной задачи был проведен комплексный анализ системы:

- Определена структура процесса НТС, а также количество объектов, для которых необходима разработка математической модели (сепараторы, теплообменники, разделители жидкости, эжекторы, трубопроводы и др.).
- Обоснованы методики расчета физико-химических свойств компонентов (плотность, текучесть и др.), поступающих в систему.

Также для описания системы произведен выбор методик для расчета основных термодинамических свойств веществ, а также процессов, протекающих в аппаратах (сепарация, теплообмен, фазовое распределение вещества).

Далее на основе физико-химических закономерностей процессов в ходе НТС, построены математические модели аппаратов. Отдельным важным

требованием к моделям, которое учитывалось при подборе, была применимость разрабатываемой системы в широком интервале технологических параметров (изменение температуры, давления, расхода, состава сырья).

Модели элементов (аппараты, трубопроводы, регулирующая арматура и т.д.) построены как системы дифференциальных уравнений в частных и полных производных для аппаратуры, входящей в технологическую схему.

Отдельные модели оборудования формируют общую систему посредством уравнений связи между элементами технологической схемы. Это необходимо для того, чтобы в системе расчет технологических параметров происходил в соответствии с необходимой последовательностью расчетов и обеспечению принципа непрерывности потоков.

Для разработки динамической модели, т.е. работающей в условиях нестационарного (динамического) режима, учтена возможность изменения основных рабочих параметров во времени, таких как:

- количество сырья, поступающего на установку в зависимости от общего давления в системе;
- изменение режимов работы аппаратов в зависимости от основных регулирующих параметров (степень открытия клапанов, изменение состава подаваемого сырья);
- накопление сырья в аппаратах, изменение давления в аппаратах или изменение работы автоматической регулирующей арматуры в зависимости от возмущений в системе.

Для решения данной задачи предлагается вести расчет численными методами систем, т.е. имея шаги расчета аппарата (n) и ($n-1$) можно рассчитать дебалансовую величину, т.е. разницу материальных балансов, которая в свою очередь влияет на P , T , расход жидкости в аппарате, и далее распространяется на всю технологическую схему. Разница материальных балансов достигается либо за счет изменения входных параметров системы,

либо за счет создания возмущения в системе, например, изменение степени открытия клапана на определенном участке.

Проверка математической модели на адекватность расчетных значений проводится на основании сравнения с данными реальной промышленной установки процесса НТС и, для диапазонов, которые не имеют фактических промышленных данных, путем сравнения выходных данных модели со значениями одного из современных моделирующих пакетов.

Анализ динамики процесса на основе сформированной математической модели состоит в следующем:

При выполнении анализа принимаются за начальные параметры нормы, утвержденные проектом, либо технологическим регламентом (уровень жидкости в аппаратах, количество подаваемого метанола, давление в системе и т.д.). В начальный момент времени в системе наблюдается резкое изменение параметров системы за счет неточностей в задании начальных граничных условий. Производится ожидание перехода системы в условно стационарный режим, т.е. при котором изменение в течение длительного промежутка времени не изменяется значительно. После установления режима данное состояние принимается за начальное. Таким образом, получаем нормальный режим установки.

Далее анализ сводится к определению изменения системы в зависимости от различных возмущений, по сравнению с нормальной работы.

3.7.1 Анализ физико-химических закономерностей процессов, протекающих в аппаратах технологической схемы подготовки газа и газового конденсата

Основное назначение технологии низкотемпературной сепарации является осушка природного газа перед подачей в магистральный газопровод. Процесс сепарации основан на явлении конденсации жидкости в токе сырья из газовой фазы в сепараторах с последующим разделением жидких и газовых потоков, и направлением на дальнейшую переработку. Процесс осаждения осуществляется в сепараторах в несколько ступеней.

Для эффективного проведения процесса сепарации необходимо изменение термобарических условий в последовательно установленных аппаратах – понижение температуры и давления. В данном случае применяется дросселирующий эффект, а также система эжекторов.

Сконденсированная жидкость направляется в разделители жидкости. В аппаратах происходит разделение жидкости - водной и углеводородной, с последующим разделением на потоки. Также происходит дополнительное осаждение жидкости из газовой фазы.

Для эффективного энергообмена в системе присутствует теплообменное оборудование.

В системе на входе-выходе из аппаратов установлена регулирующая арматура, необходимая для совершения управляющих воздействий на систему.

Для соединения потоков из аппаратов применяется трубопроводная арматура.

Таким образом, для описания процесса НТС учитываются следующие процессы:

1. Сепарация:

- А) явление коалесценции с последующим осаждением жидких капель;
- Б) распределение жидкой и газовых фаз в разделяемых потоках;
- В) явление уноса жидкостью газа и газом жидкости.

2. Разделители жидкости:

Помимо явлений, описанных для процесса сепарации, необходимо учесть процесс разделения жидкости на водную и углеводородную фазу – процесс отстаивания.

3. Теплообменное оборудование:

- А) процесс теплообмена;
- Б) конструкция теплообменного оборудования;
- В) тепловые потери.

4. Регулирующая арматура:

А) особенности течения различных фаз через клапаны (жидкость, газ, газожидкость);

Б) дросселирование потока при течении потока через клапан;

5. Трубопроводная арматура:

Учет потери напора при течении потока по трубам.

Расчет физико-химических свойств многокомпонентной газовой смеси

Для процесса сепарации необходимо определить значения констант фазового равновесия. Для этого используем уравнение состояния Пенга-Робинсона:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V^2 - 2bV - b^2}, \quad (3.52)$$

где P - давление смеси, МПа;

R - универсальная газовая постоянная, Дж/(моль/К);

T - температура, К;

V - молярный объем, м³/кмоль;

a, b, α - параметры, рассчитываются по формулам ниже;

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}, \quad (3.53)$$

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c}, \quad (3.54)$$

$$\alpha = \left[1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - \sqrt{T_r}) \right]^2, \quad (3.55)$$

где T_r - относительная температура (T/T_c);

P_c - относительное давление (P/P_c);

T_c - критическая температура, К;

P_c - критическое давление, МПа;

ω - ацентрический фактор.

Зная компонентный состав смеси, а также их индивидуальные свойства, можно по уравнению определить основные фазовые поведения системы природных углеводородов [55].

Сепарация

Основное допущение при моделировании процесса сепарации является достижение состояния фазового равновесия. Это позволяет использовать для системы законы фазового равновесия.

Необходимо понимать, что в реальных промышленных аппаратах равновесные концентрации не достигаются, а также присутствует унос жидкости газовым потоком. Для учета этих явлений дополнительно используются коэффициенты уноса.

Математическое описание процесса сепарации представлено во второй главе.

Разделитель жидкости

В аппарате происходит процесс трехфазного разделения: система жидкость-газ и вода-углеводороды.

Для описания газожидкостного разделения принимаются законы, аналогичные для процесса сепарации.

Описание разделения жидкости сводится к описанию скорости осаждения капель в коллоидной системе. Для упрощения расчетов принимается ламинарный режим течения, благодаря чему скорость осаждения возможно рассчитать по закону Стокса.

Фактор взаимодействия между частицами при осаждении в грубом приближении можно учесть введением коэффициента стесненного осаждения.

Математическое описание процесса сепарации представлено во второй главе.

Теплообменное оборудование

Задача моделирования работы теплообменного оборудования сводится к решению уравнений теплового баланса с учетом процесса теплопередачи через стенку другому теплоносителю при известных габаритных размерах аппаратов и свойств используемых материалов и сред. Основное уравнение теплопередачи имеет следующий вид:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau, \quad (3.56)$$

где Q - количество передаваемого тепла, КДж;

K - коэффициент теплопередачи, КДж/м²;

F - площадь контакта, м²;

Δt_{cp} - средняя температура потока;

τ - время контакта, с.

Для точного отображения процесса теплообмена, основная задача сводится к определению коэффициента теплопередачи K . Данный коэффициент учитывает конструкцию теплообменника, режим течения среды, изменение агрегатного состояния (конденсация), загрязнённость стенок и т.д.

Коэффициент теплопередачи определяется по уравнению 3.57:

$$K = \left(\sum \frac{1}{\alpha} + \sum \delta / \lambda \right)^{-1}, \quad (3.57)$$

где $\sum \delta / \lambda$ – сумма термических сопротивлений стенки пластин и загрязнений, $\text{м}^2 \text{ К/Вт}$, рассчитывается как:

$$\sum \delta / \lambda = \frac{\delta_{\text{пл}}}{\lambda_{\text{сталь}}} + \sum \frac{1}{r_{\text{загр}}}, \quad (3.58)$$

где $\lambda_{\text{сталь}}$ – теплопроводность стали, из которой выполнены пластины теплообменника, Вт/(м·К) ;

$r_{\text{загр}}$ – тепловая проводимость загрязнений стенок, $\text{Вт/м}^2 \cdot \text{К}$ (табл).

Расчет режима работы кожухотрубчатого теплообменника без изменения агрегатного состояния теплоносителей следующий:

Необходимо рассчитать критерий Рейнольдса для теплоносителя в трубном и межтрубном пространстве. В трубном пространстве расчет следующий:

$$\text{Re}_{\text{труб}} = \frac{4G}{\pi d \left(\frac{n}{z} \right) \mu}, \quad (3.59)$$

где μ – вязкость теплоносителя, Па·с .

Критерий Рейнольдса при движении теплоносителя в межтрубном пространстве рассчитывается как:

$$\text{Re}_{\text{межтруб}} = \frac{d_n G}{S \mu}, \quad (3.60)$$

где S – площадь сечения потока в межтрубном пространстве между перегородками, м^2 .

Далее, исходя из режима течения, можно рассчитать α :

Коэффициент теплоотдачи при движении теплоносителя в трубном пространстве:

При развитом турбулентном движении ($Re > 10000$) по уравнению:

$$\alpha_{\text{труб}}^{Re > 10000} = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \cdot (Pr / Pr_{\text{ст}})^{0,25}, \quad (3.61)$$

где Pr - критерий Прандтля при температуре теплоносителя, определяется по уравнению:

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{\lambda}, \quad (3.62)$$

где λ - теплопроводность теплоносителя, Вт/м·К;

C_p - теплоемкость смеси, Дж/К;

$Pr_{\text{ст}}$ - критерий Прандтля при температуре стенки.

Температура стенки, необходимая для расчета $Pr_{\text{ст}}$, определяется по уравнениям:

Со стороны охлаждающейся среды:

$$t_{\text{ст}} = t_{\text{м/н}} - 0,1 \Delta t_{\text{ср}}, \quad (3.63)$$

Со стороны нагреваемой среды:

$$t_{\text{ст}} = t_{\text{м/н}} + 0,8 \Delta t_{\text{ср}}, \quad (3.64)$$

где $t_{\text{м/н}}$ - температура теплоносителя, °С.

При вязкостно-гравитационном режиме ($2300 < Re < 10000$) по уравнению:

$$\alpha_{\text{труб}}^{2300 < Re < 10000} = 0,15 \cdot (Re \cdot Pr)^{0,23} \cdot (Gr \cdot Pr)^{0,1} \cdot (Pr / Pr_{\text{ст}})^{0,25}, \quad (3.65)$$

где Gr - критерий Грасгофа, определяется по уравнению:

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \Delta t_{\text{ср}} g}{\mu^2}, \quad (3.66)$$

где ρ - плотность теплоносителя, кг/м³;

β - коэффициент объемного расширения жидкости (газа), 1/°С,

g - ускорение свободного падения, м/с²;

$\Delta t_{\text{ср}}$ - разность температур между стенкой и теплоносителем (или наоборот), °С.

Коэффициент теплоотдачи при движении теплоносителя в межтрубном пространстве кожухотрубчатых теплообменников рассчитывается как:

При $Re > 10000$ по уравнению:

$$\alpha_{\text{межтруб}}^{Re > 10000} = 0,24 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \cdot (Pr / Pr_{\text{ст}})^{0,25}, \quad (3.67)$$

При $Re < 10000$ по уравнению:

$$\alpha_{\text{межтруб}}^{Re < 10000} = 0,34 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,36} \cdot (Pr / Pr_{ct})^{0,25}, \quad (3.68)$$

Трубопроводная арматура

Основное влияние трубопровода на систему – потеря напора. В общем виде, расчетная формула, следующая:

$$\Delta P_{tr} = \lambda \frac{L}{d_s} \frac{\omega^2 \rho}{2}, \quad (3.69)$$

где λ — коэффициент трения;

d_s — эквивалентный диаметр, м;

L — длина трубы, м;

ω — скорость потока, м/с;

ρ — плотность среды, кг/м³ [71].

На основе анализа физико-химических основ процессов, протекающих в аппаратах химико-технологической системы, рассмотрим реализацию динамической модели ХТС.

3.7.2 Алгоритмы расчета динамических моделей элементов ХТС

Алгоритм расчета сепараторов (3-хфазных и 2-хфазных) представлен на рис. 3.2.

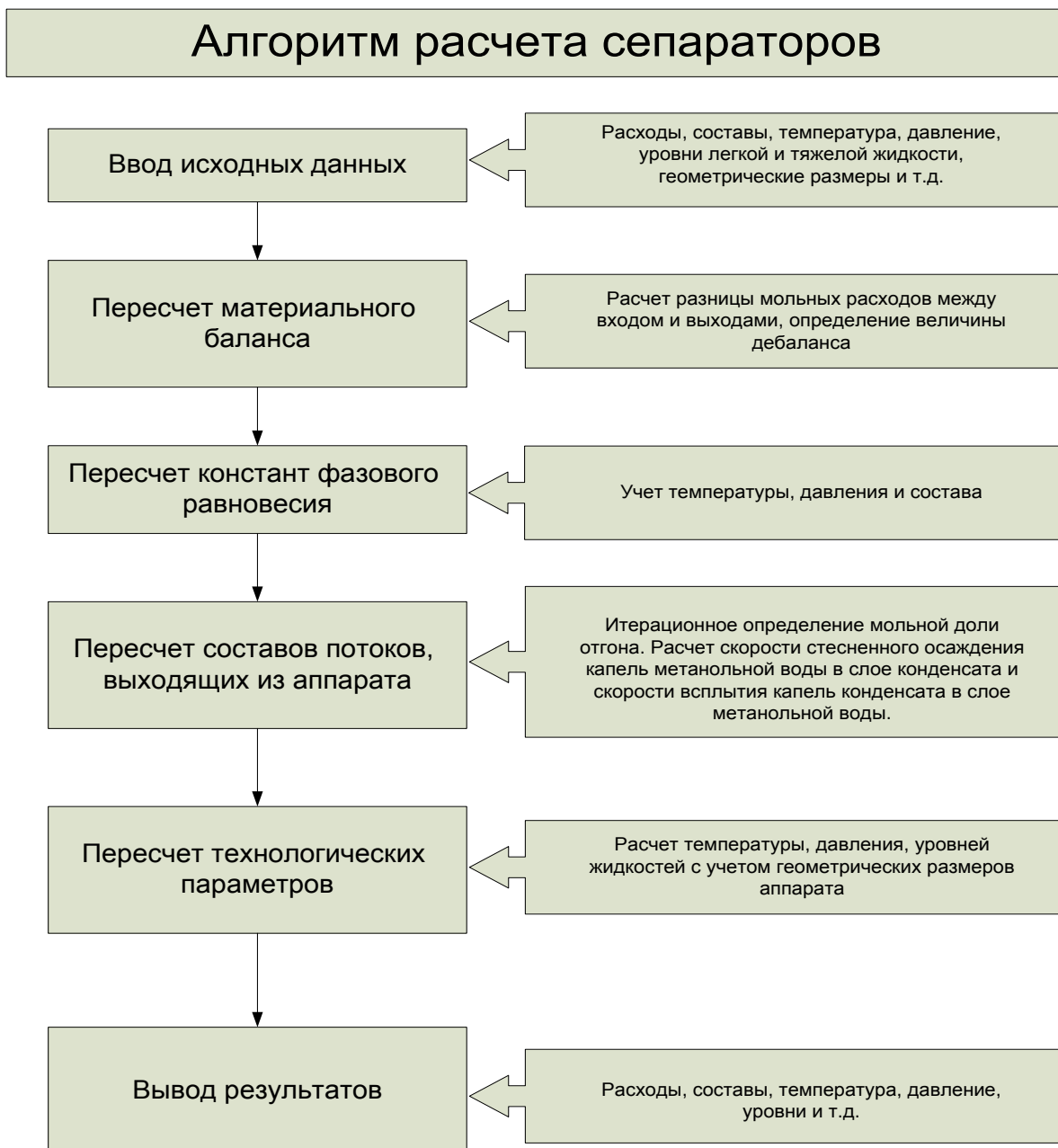


Рисунок 3.2 – Алгоритм расчета сепараторов (3-хфазных и 2-хфазных).

Алгоритм расчета двух- и трехфазных сепараторов с использованием построенной имитационной динамической модели процесса низкотемпературной сепарации газа включает следующие этапы:

1. Ввод исходных данных (расходы, составы, температура, давление, уровни легкой и тяжелой жидкости, геометрические размеры аппаратов и т.д.). Загрузка производится с применением баз данных.
2. Расчет материального баланса аппарата с определением величины дебаланса, что позволяет в динамических условиях рассчитывать изменение параметров аппарата.
3. Расчет констант фазового равновесия с учетом температуры, давления и состава газа. Использовались методики расчета констант фазового равновесия Шилова В.И. для углеводородов и уравнения Тека-Стила для полярных веществ.
4. Расчет составов потоков, выходящих из аппаратов (итерационное определение мольной доли отгона, расчет скорости стесненного осаждения капель метанольной воды в слое конденсата и скорости всплытия капель конденсата в слое метанольной воды). Определяется остаточная обводненность конденсата.
5. Расчет технологических параметров (температуры, давления, уровней жидкостей с учетом геометрических размеров аппаратов).
6. Вывод результатов расчетов (расходов, составов, температуры, давления, уровней жидкостей). Результаты представляются в виде графиков и таблиц.

Алгоритм расчета теплообменного аппарата представлен на рис. 3.3.

Алгоритм расчета теплообменного аппарата

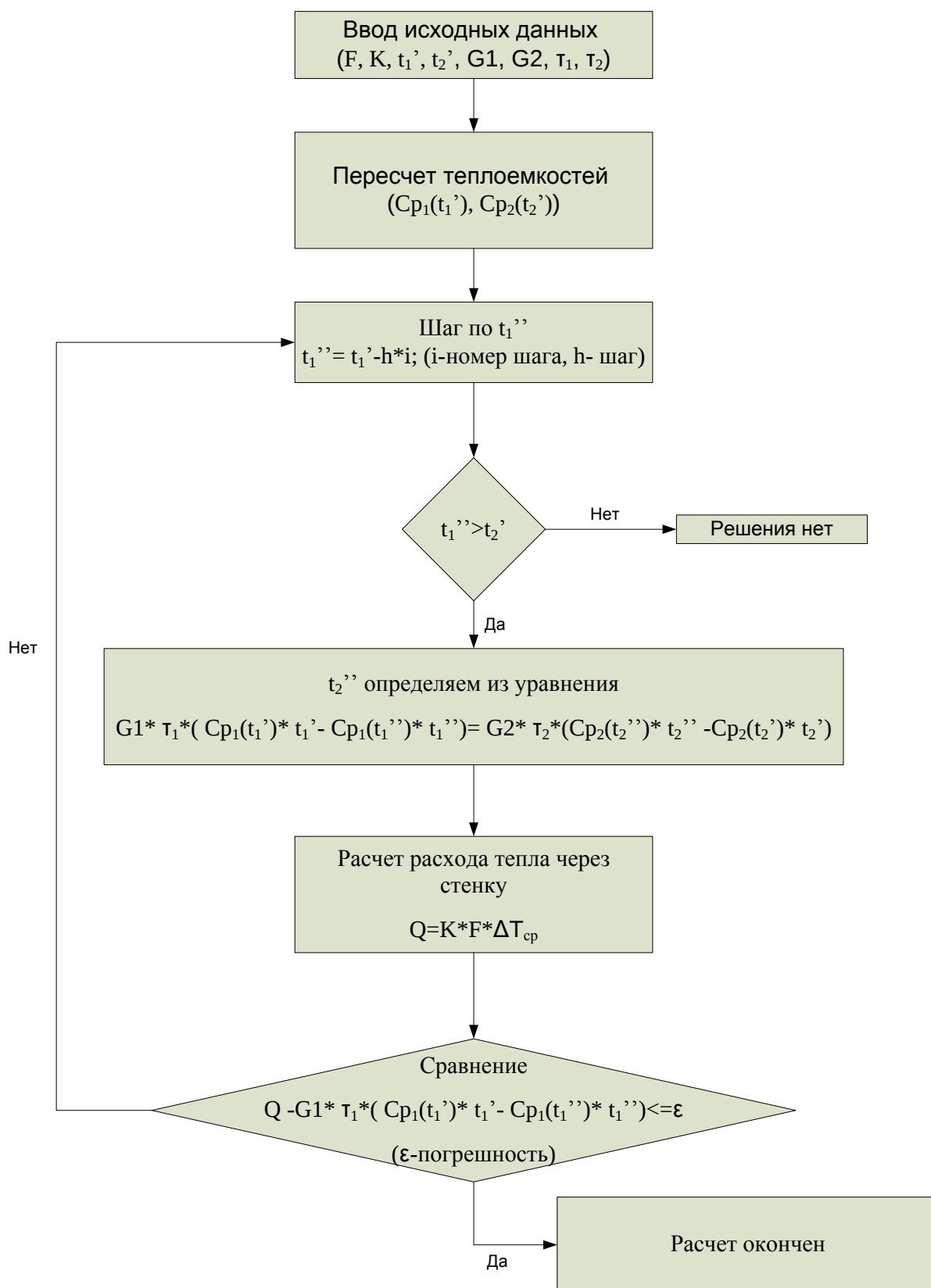


Рисунок 3.3 – Алгоритм расчета теплообменного аппарата.

K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²К); F – поверхность теплообмена, м²; ΔT_{cp} – средний температурный напор, К; τ – время контакта, с; G_1 и G_2 – соответственно количество поступающей в теплообменник первого и второго теплоносителя, моль/с; C_{p1} , C_{p2} – удельные теплоемкости соответственно первого и второго теплоносителя, Дж/(моль*°С); t_1' – температура первого теплоносителя при входе в теплообменник, °С; t_2' – температура второго теплоносителя при входе в теплообменник, а t_2'' – температура второго теплоносителя при выходе из теплообменника, °С; t_1'' – температура первого теплоносителя при выходе из теплообменника, °С.

Алгоритм основан на итерационном приближении к конечным температурам теплоносителей путем пересчета объема переданного и принятого тепла в теплообменнике с противоточной схемой движения.

Алгоритм расчета эжектора представлен на рис. 3.4.

Алгоритм расчета эжектора с использованием построенной имитационной динамической модели процесса низкотемпературной сепарации газа включает следующие этапы:

1. Ввод исходных данных (расходы, составы, температура, давление, и т.д.). Загрузка производится с применением баз данных.
2. Пересчет параметров рабочей и пассивной среды. Расчет мольных расходов на входе и выходе из эжектора.
3. Пересчет параметров потока рабочей среды в сопле.
4. Пересчет смешения потоков.
5. Пересчет параметров потока среды в диффузоре.
6. Вывод результатов. Расходы, составы, температура, давление и т.д.

На этапах 2-5 происходит расчет плотности, давления, температуры и скорости потоков с учетом уравнения неразрывности потока.



Рисунок 3.4 – Алгоритм расчета эжектора.

3.7.3 Программная реализация уравнений технологической схемы с учетом модульного принципа формирования математической модели.

Физико-химические процессы, протекающие в отдельных аппаратах, неизбежно влияют друг на друга в результате того, что существуют

технологические связи между ними (рис. 3.5). Это сложное взаимное влияние режимов работы одних аппаратов на параметры других требует внести дополнительные уравнения связей узлов в математическую модель всей химико-технологической системы наряду с математическими моделями отдельных аппаратов.

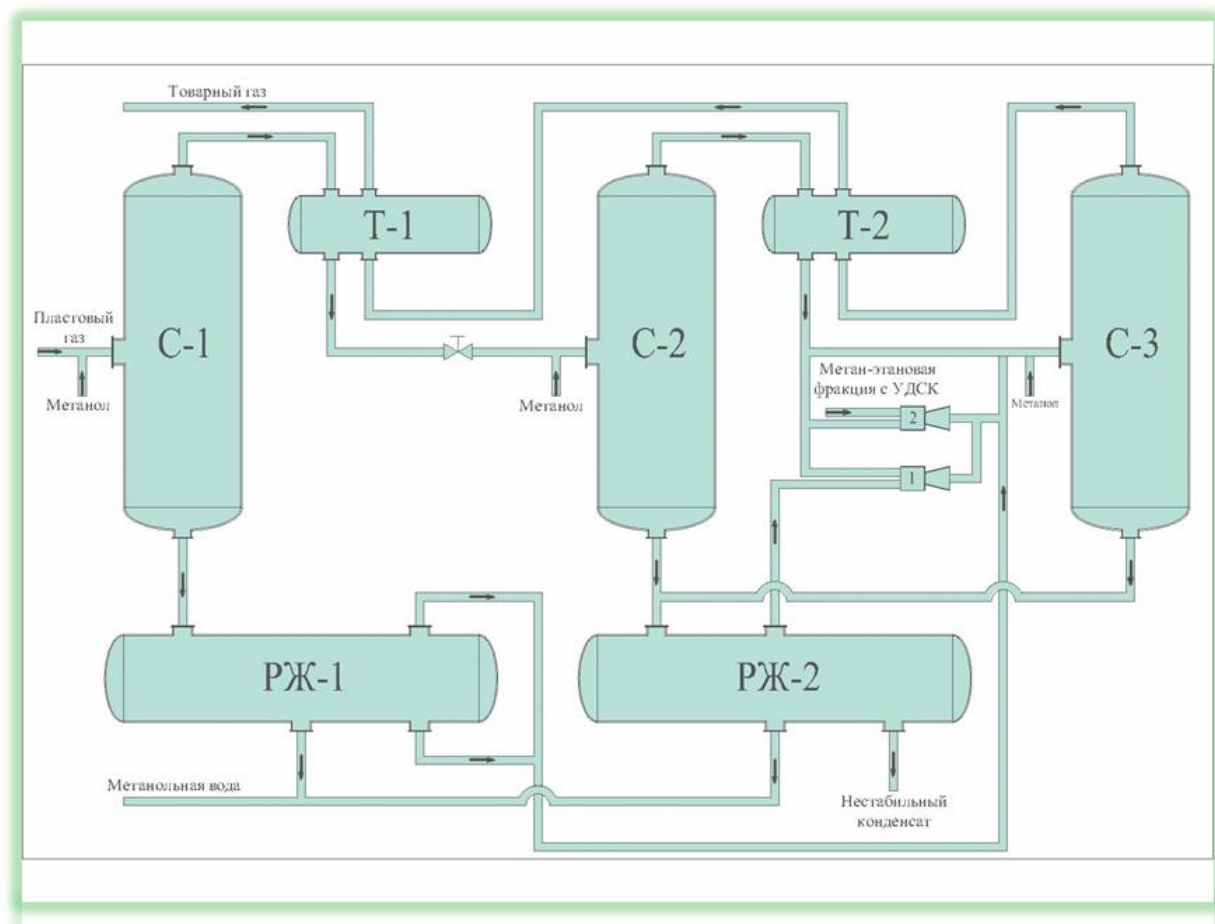


Рисунок 3.5 – Принципиальная схема взаимного влияния элементов химико-технологической системы.

Рассмотрим пример взаимного влияния элементов химико-технологической системы. При увеличении степени открытия регулирующей клапана перед вторым сепаратором C-2 увеличивается приток газа в него, что неизбежно повлияет на увеличение давления и уровня жидкости в данном аппарате. В свою очередь клапан, регулирующий расход жидкости из C-2 и предназначенный для поддержания уровня в аппарате, автоматически начнет приоткрываться и увеличивать отток конденсата, что повлияет на режим

работы разделителя жидкости РЖ-2. Кроме того, при увеличении потока в С-2 давление в аппарате до регулирующего клапана по газу (в сепараторе С-1) будет уменьшаться, следовательно, разница давлений до и после клапана снизится и приведет к уменьшению расхода газа через него.

Таким образом, в общем виде, как сама технологическая установка, так и каждый ее элемент (который также является технологической системой, но младшего иерархического уровня) могут быть изображены в виде схемы, представленной на рис. 3.6.

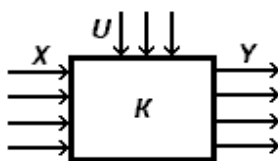


Рисунок 3.6 – Принципиальная схема элемента (подсистемы) ХТС

Так как входные и выходные технологические параметры характеризуют потоки вещества и энергии, то, как для режима работы всей установки, так и для режима работы каждого ее элемента можно составить материальный и энергетический балансы. Таким образом, выходные технологические параметры будут четко зависеть от входных технологических параметров, параметров управления и параметров установки:

$$Y = f(X, U, K) \quad (3.70)$$

В данном уравнении функция f характеризует протекающие процессы, которые с достаточной степенью точности могут быть отображены через совокупность физико-химических закономерностей протекающих процессов, и связывающих изменение температуры, давления, объема, концентрации и т.д. в этих процессах. Таким образом, каждый элемент ХТС представляет собой некую подсистему, являющуюся одновременно элементом ХТС.

Алгоритм расчета всей технологической схемы с учетом модульного принципа формирования программного комплекса представлен на рисунке 3.7.

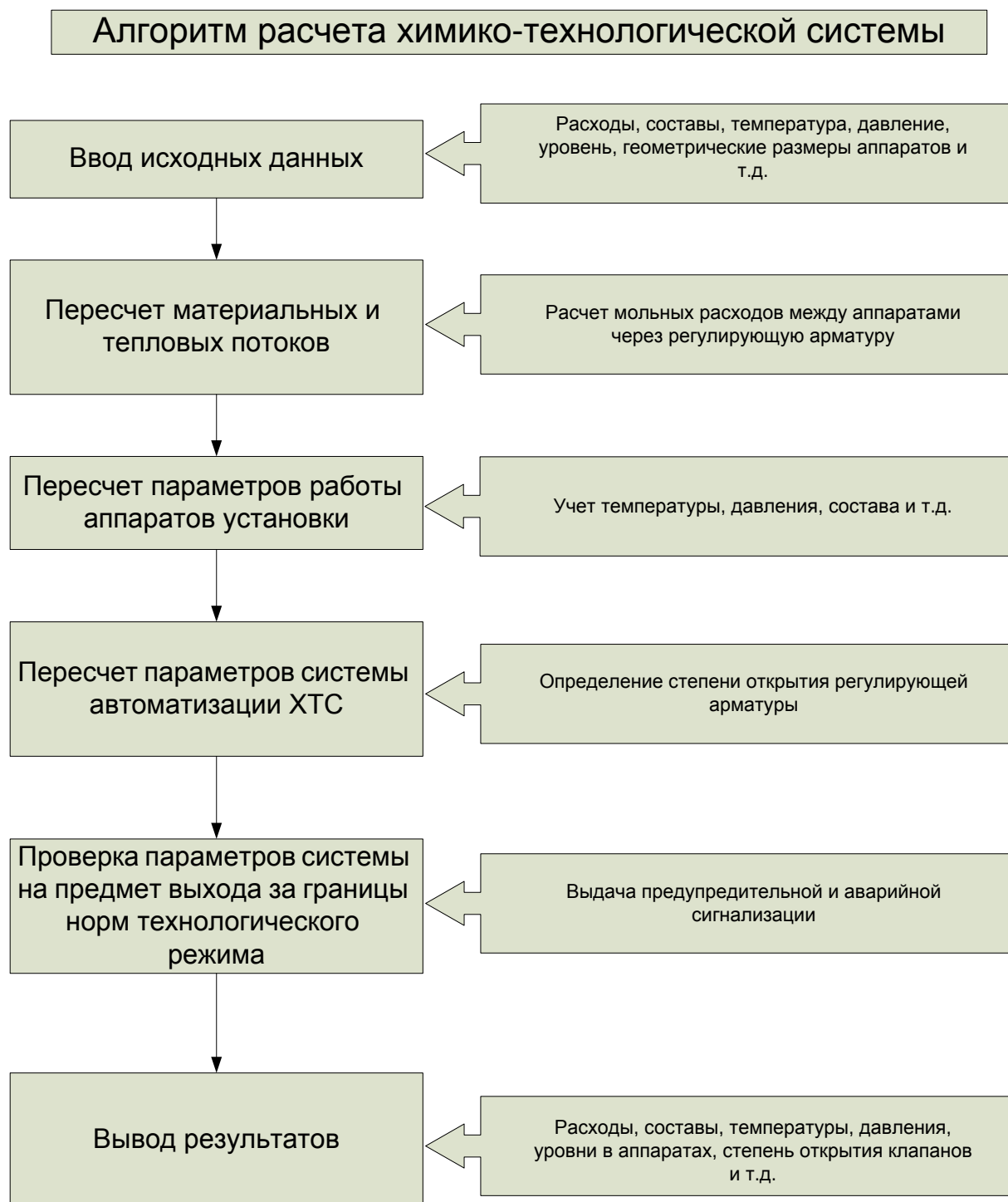


Рисунок 3.7 – Алгоритм расчета химико-технологической системы.

Алгоритм расчета всей ХТС на основе модульного принципа включает следующие этапы:

1. Ввод исходных данных (расходы, составы, температура, давление, уровень жидкости, геометрические размеры аппаратов и т.д.). Загрузка производится с применением баз данных.
2. Расчет параметров материальных и тепловых потоков. Расчет мольных расходов между аппаратами через регулирующую арматуру. Расчет изменения температуры в зависимости от падения давления в результате дросселирования.
3. Пересчет параметров работы аппаратов установки с учетом температуры, давления и состава потоков. Расчет уровня жидкости в аппаратах, количества уносимой жидкости с газом и газа с жидкостью и т.д.
4. Расчет параметров системы автоматизации ХТС. Согласно закону регулирования определяются степени открытия регулирующей арматуры.
5. Проверка параметров системы на предмет выхода за границы норм технологического режима с выдачей предупредительной и аварийной сигнализации.
6. Вывод результатов (расходы, составы, температура, давление, уровни в аппаратах, степень открытия регулирующих клапанов).

3.7.4 Сопоставление результатов моделирования процесса низкотемпературной сепарации газа в различных расчетных системах

Для получения предварительных результатов об адекватности проведенных численных исследований, выполнено сравнение основных показателей работы установки НТС, рассчитанных по модели, с одним из современных моделирующих пакетов химико-технологических процессов – HYSYS [38], широко распространённым в области проектирования новых

объектов нефтегазовой отрасли и характеризующимся высокой адекватностью расчетов.

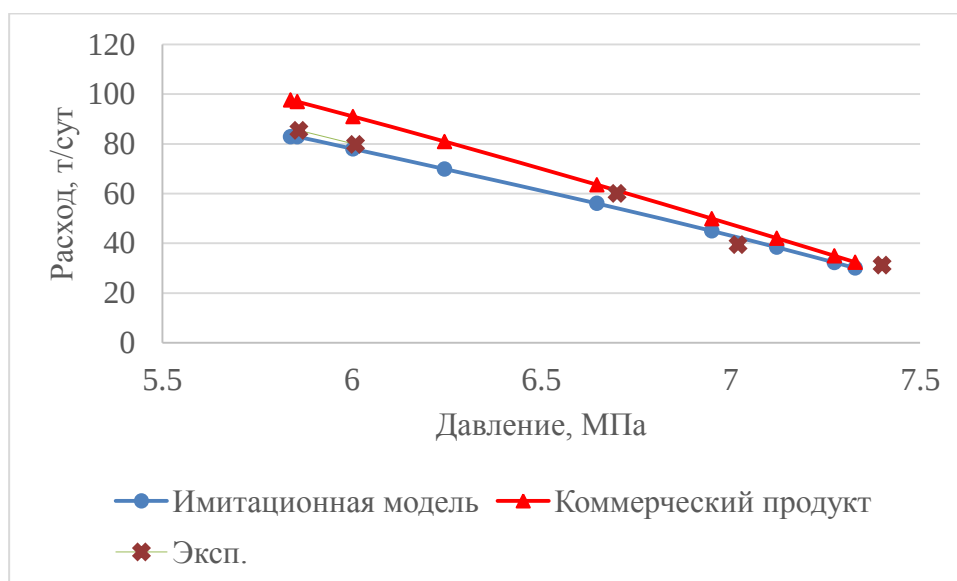


Рисунок 3.8 – Количество конденсируемой жидкости в зависимости от давления при постоянной температуре

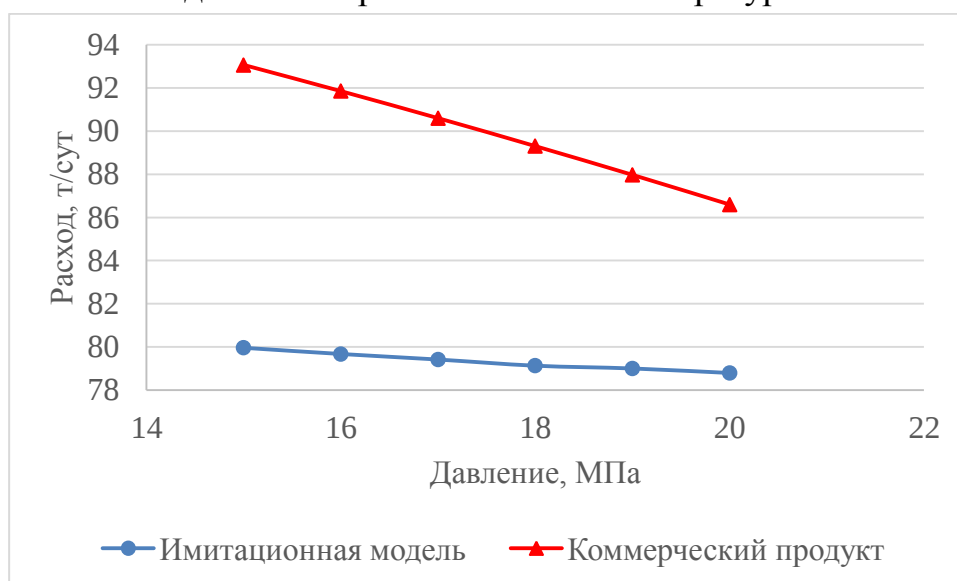


Рисунок 3.9 – Количество конденсируемой жидкости в зависимости от изменения температуры и давления

Для примера, в качестве объекта сравнения выберем количество отбираемого продукта на первой ступени сепарации. Сравнение производится с моделирующим пакетом HYSYS. На рисунке 3.8 показано изменение количества отбираемой жидкости в зависимости от изменения

давления при постоянной температуре, на рисунке 3.9 показано изменение количества отбираемой жидкости в зависимости от изменения давления и температуры. В таблицах 3.2 и 3.3 приведены погрешность результатов расчетов.

Таблица 3.2 – Сравнительные параметры работы первой ступени сепарации при постоянной температуре

Q, т/сут вход	4520,33	4221,75	3766,29	2975,30	2349,23	1985,70	1534,74
T, °C	15	15	15	15	15	15	15
P, кПа	5838	6003	6245	6647	6951	7122	7329
Q _{КТ} , т/сут	83,41	77,98	69,88	56,04	44,96	38,40	30,03
Q _{НУС} , т/сут	97,62	91,02	80,97	63,58	49,94	42,07	32,37
Δ, %	14,55	14,32	13,69	11,87	9,96	8,73	7,23

Таблица 3.3 – Сравнительные параметры работы первой ступени сепарации при изменении основных показателей

Q, т/сут вход	4314,21	4296,72	4282,45	4266,61	4259,85	4248,73
T, °C	15	16	17	18	19	20
P, кПа	5951	5961	5968	5977	5981	5987
Q _{КТ} , т/сут	79,96	79,67	79,42	79,13	79,00	78,79
Q _{НУС} , т/сут	93,07	91,85	90,60	89,30	87,97	86,60
Δ, %	14,08	13,26	12,34	11,39	10,20	9,01

Из таблицы 3.2 и 3.3 видно, что наибольшее расхождение наблюдается в области с меньшим давлением. Это можно объяснить различием в методах расчета фазового равновесия, а также в способе учета явлений уноса в процессе сепарации. В целом, средняя погрешность составляет около 10%, что допустимо с точки зрения направлений использования разработанной имитационной динамической модели. Качественное изменение показателей технологии сепарации газа соответствует теоретическим закономерностям процесса НТС.

Дальнейшим этапом работы стала апробация модели на реальной установке.

3.8 Анализ работы промышленной установки процесса низкотемпературной сепарации.

Был выполнен анализ промышленных данных с действующей установки подготовки газа одного из месторождений Западной Сибири в течение года ее непрерывной работы, на основе которого устанавливалось соответствие полученных зависимостей в программно-реализованной математической модели. Ниже представлены данные о работе установки в следующие месяцы: январь, апрель, июль, октябрь. Съем данных производился каждые 2 часа. Анализ приведен для входных давлений, а также первой ступени сепарации.

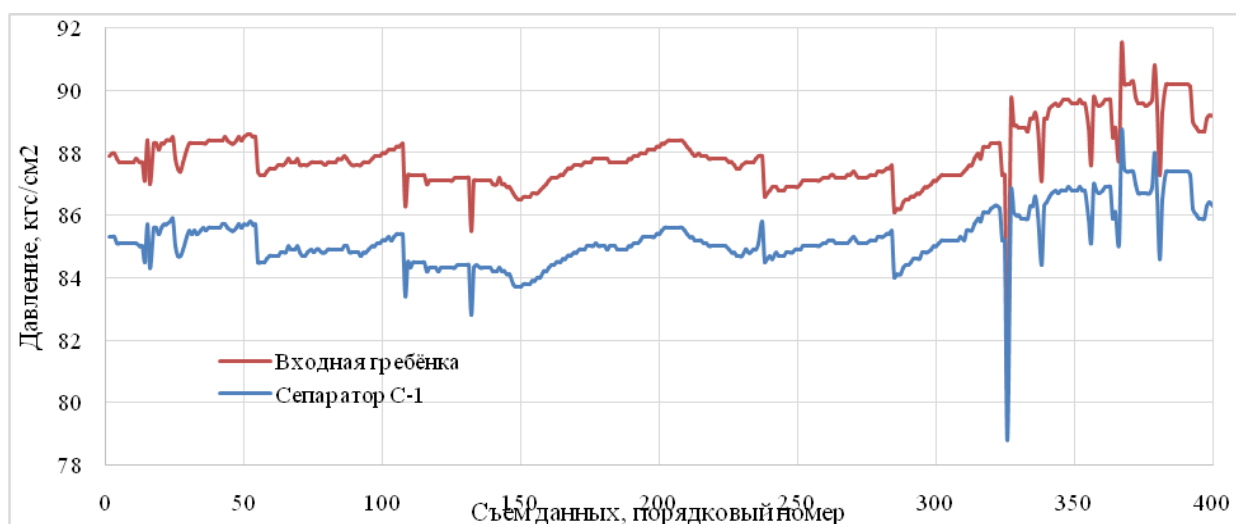


Рисунок 3.10 – Зависимость давления на входе на установку и давление после первой ступени сепарации (январь) от времени съема данных

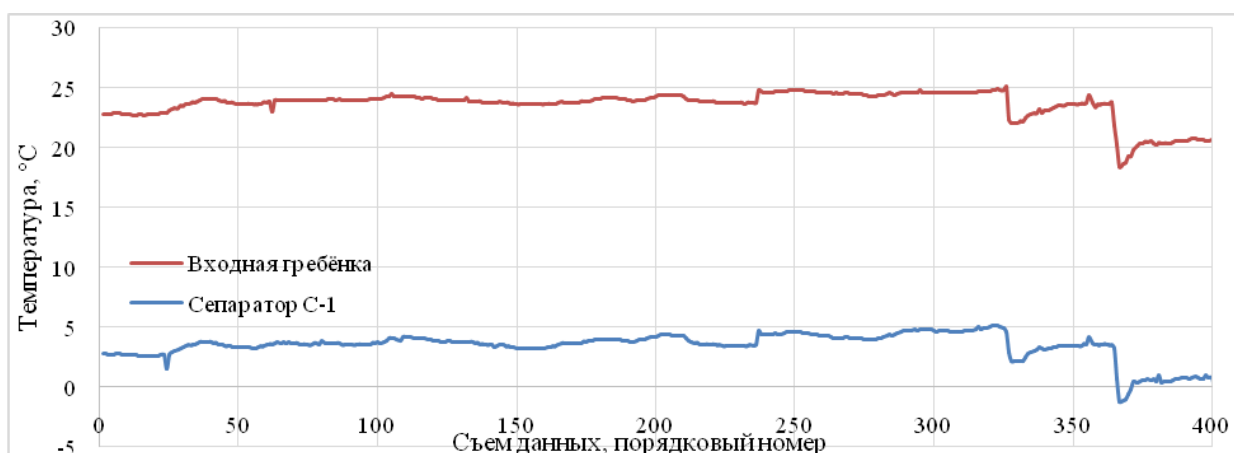


Рисунок 3.11 – Зависимость температуры на входе на установку и температуры после первой ступени сепарации (январь) от времени съема данных

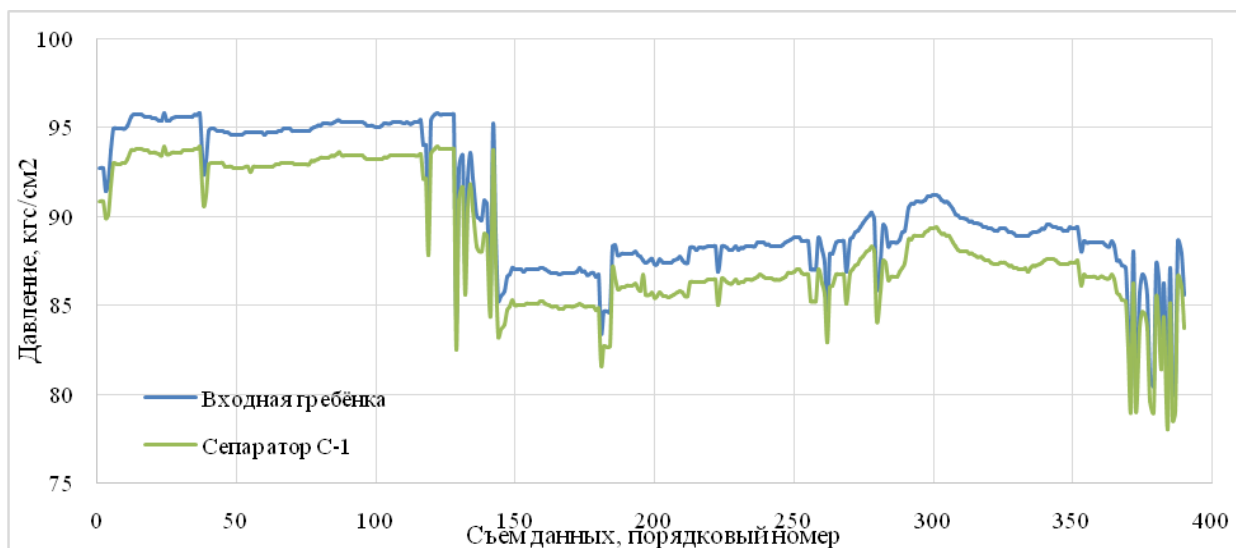


Рисунок 3.12 – Зависимость давления на входе на установку и давления после первой ступени сепарации (апрель) от времени съема данных

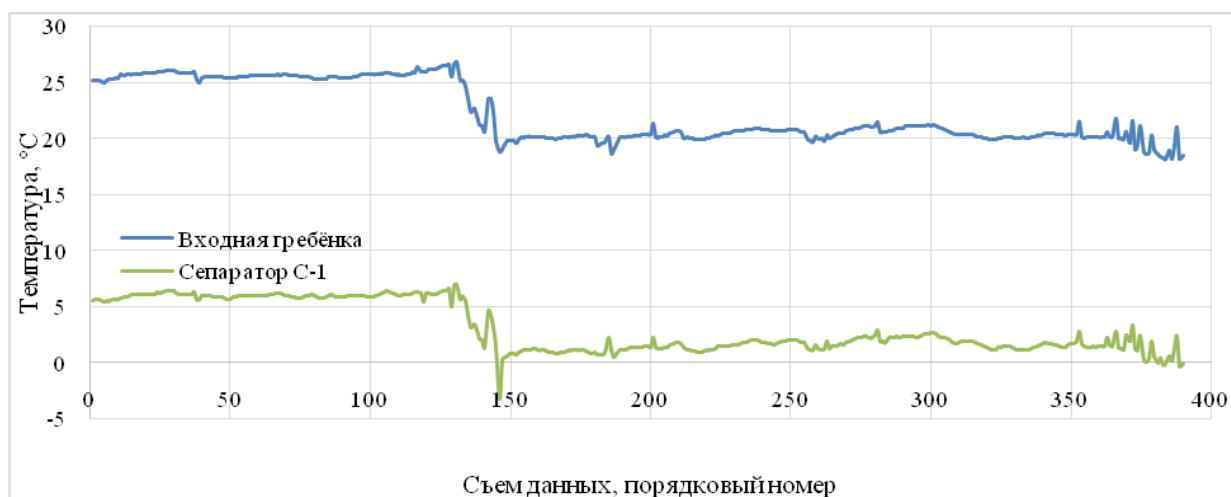


Рисунок 3.13 – Зависимость температуры на входе на установку и температуры после первой ступени сепарации (апрель) от времени съема данных

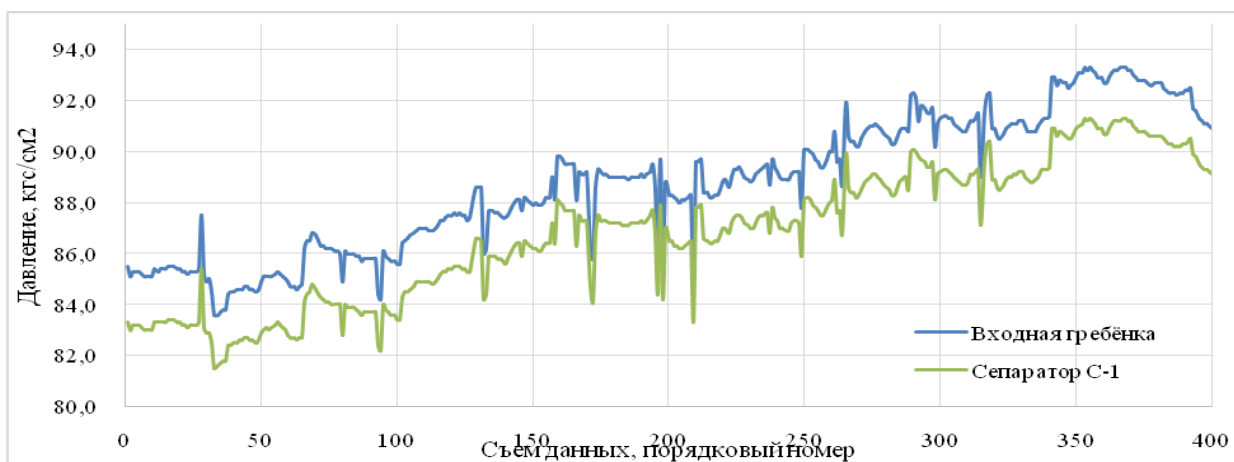


Рисунок 3.14 – Зависимость давления на входе на установку и давления после первой ступени сепарации (июль) от времени съема данных

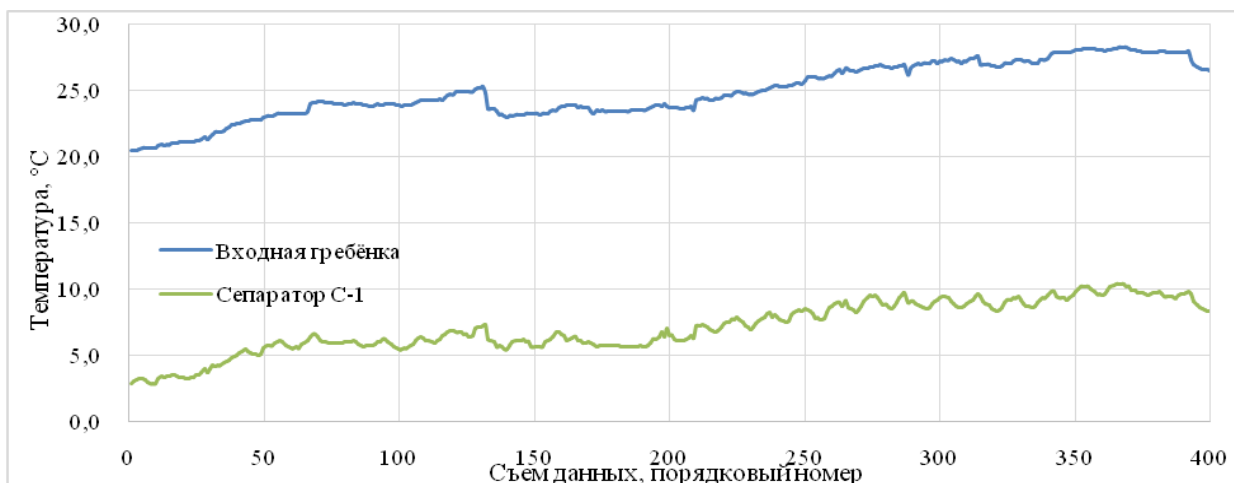


Рисунок 3.15 – Зависимость температуры на входе на установку и температуры после первой ступени сепарации (июль) от времени съема данных

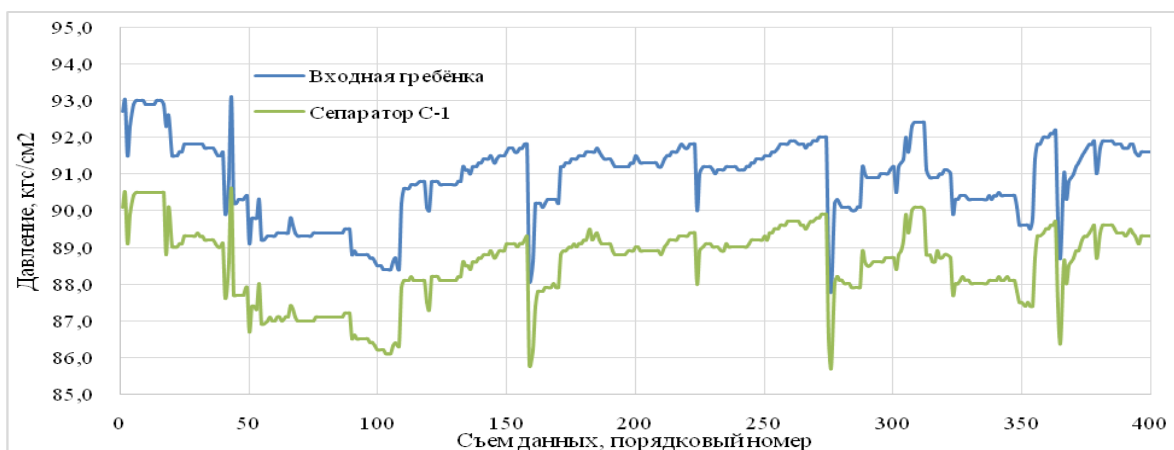


Рисунок 3.16 – Зависимость давления на входе на установку и давления после первой ступени сепарации (октябрь) от времени съема данных

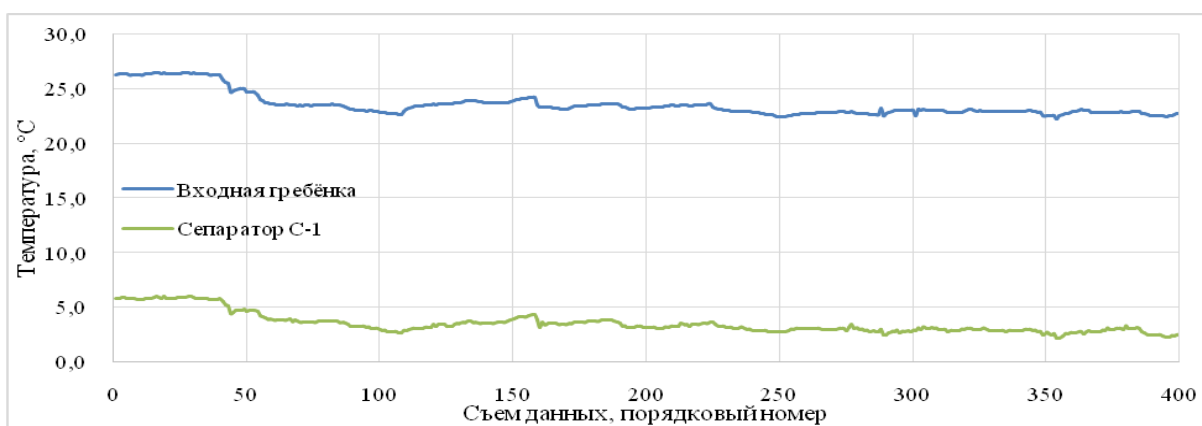


Рисунок 3.17 – Зависимость температуры на входе на установку и температуры после первой ступени сепарации (октябрь) от времени съема данных

Анализ работы промышленной установки процесса низкотемпературной сепарации в январе 2014 г.

С точки зрения динамического режима наиболее интересны данные с 150 по 320 момент съема данных.

В период с 150 по 240 к установке подключено 19 скважин. Можно наблюдать постепенное увеличение давление в системе с 87,1 до 89,7 кгс/см², далее непродолжительное время в относительно установившемся режиме при среднем давлении 87,9 кгс/см². С 240 по 320 сырье поступало с 17 скважин. Сначала резкое падение давления на 1,4 кгс/см², до 86,6 кгс/см², далее увеличение до 87,6 кгс/см². Помимо этого, на отметке с 278 по 282 наблюдалось повышенное количество подготовленного газа (252 тыс м³/час при среднем 169 тыс м³/час в данный период). С 285 наблюдалось падение давления до 86,1 кгс/см². Это связано с необходимостью увеличить степень открытия регулирующего клапана на входе в установку для снижения объемов подаваемого сырья. Далее с 285 по 325 в системе наблюдалось постепенное увеличение давления в системе. Начиная с 326 на установку было вновь подключено 19 скважин. Резкое падение наблюдалось 87,3 до 80,4 кгс/см² связано с подключением скважины с более холодным газом, и далее до 89,7 кгс/см².

Необходимо отметить, что температурный режим на протяжении практически постоянным, на входе в установку средняя температура 23,6 °С. Средние значения падения давления после первой ступени сепарации составило 2,6 кгс/см².

Анализ работы промышленной установки процесса низкотемпературной сепарации в апреле 2014 г.

В данный период основные изменения давления в системе связаны также с количеством подключенных скважин: в период с 0 по 110 – 19 скважин; с 111 оп 130 – 18 скважин; с 131 по 350 – 17 скважин.

Работа установки в первый период можно считать установившимся. Давление в системе остается постоянным, составляет $95,1 \text{ кгс/см}^2$, количество поступающего газа на узел замера также значительно не изменяется, и составляет в среднем $221,1 \text{ тыс м}^3/\text{час}$.

Режим работы во второй период неустойчивый, с резкими перепадами давления в системе.

В третий период в работы наблюдается снижение давления с $95,1$ в первом периоде до $86,6 \text{ кгс/см}^2$ в третьем. Причиной резкого снижения давления является отключение скважины. Температура поступающего газа снизилась на 5°C .

Причиной резкого повышения давления в системе с $86,6$ до 88 кгс/см^2 является отключение двух скважин, с дальнейшим переключением на две другие, имеющие другое выходное давление. Это возмущение привело к изменению режима работы установки. Максимальное давление составило $91,2 \text{ кгс/см}^2$. Среднее значения падения давления после первой ступени сепарации составило $1,8 \text{ кгс/см}^2$.

Анализ работы промышленной установки процесса низкотемпературной сепарации в июле 2014 г.

Данный период имеет следующую особенность: несмотря на то, что периодически происходили отключения скважин с 18 в начальный период, до 14 к концу месяца, наблюдается увеличение давления и температуры на входе в систему.

В начальном периоде с 0 по 25 режим работы был постоянным, среднее давление на входе составляло $85,3 \text{ кгс/см}^2$. Установка работала в установившемся режиме. Отключение двух скважин привело к падению давления, что в свою очередь стало причиной работы установки в переходном режиме. Одной из причин увеличения давления на входе установки является общее повышение температуры окружающей среды в

данный период. Среднее значения падения давления после первой ступени сепарации составило $2,0 \text{ кгс/см}^2$.

Анализ работы промышленной установки процесса низкотемпературной сепарации в октябре 2014 г.

Для анализа наиболее интересны следующие данные: первый период – от 0 до 110, в работе 18 скважин; второй с 110 по 290, в работе сначала 19, затем 18, и в конце 17 скважин.

С начала месяца установка работала в условиях высокого давления – 93 кгс/см^2 . Далее наблюдается постепенное снижение давления на входе в систему до $88,5 \text{ кгс/см}^2$. Режим работы неустойчивый. Далее подключение одной скважины привело к увеличению давления до $90,2 \text{ кгс/см}^2$. В периоде с 110 по 160 можно наблюдалось общее увеличение давления в системе до $91,8 \text{ кгс/см}^2$, что говорит о переходном режиме работы установки. Далее наблюдаются два аналогичных периода – с 160 по 220, в работе 18 скважин, и с 220 по 275, в работе 17 скважин. Несмотря на уменьшение количества работающих скважин, через некоторое время в системе на входе достигалось одинаковое рабочее давление – $91,8 \text{ кгс/см}^2$. Среднее значения падения давления после первой ступени сепарации составило $2,3 \text{ кгс/см}^2$.

Таким образом, реальная установка работает постоянно в условиях переходного режима. Большое количество факторов, влияющих непрерывно на работу (давление, температура, степень открытия клапанов, состав сырья и т.д.) создают возмущения, приводящие к изменению режима работы. Также необходимо учитывать временной фактор, т.е. время перехода на другой режим работы, который может иметь довольно большой интервал.

Непостоянство системы является одной из причин, по которой оборудование рассчитано на широкий интервал рабочих параметров в системе (расход, давление, температура). Исходя из учета особенностей

дальнейшей эксплуатации установки, принимаются нормы технологического режима.

На этапе теоретической подготовки специалистов для работы на реальном промышленном объекте необходимо не только обучить алгоритмами действий, с помощью которых осуществляется поддержание режима нормальной эксплуатации объекта, но и, по возможности, показать, какие изменения предшествуют ситуации, при которой необходимо дополнительное регулирование, а также каким образом в установке происходит изменение параметров в целом. Данные знания позволят грамотно реагировать на любые изменения в системе.

Приобретение данных навыков возможно с использованием компьютерного тренажера, который возможно создать на основе математической моделирующей системы.

Выводы по 3 главе

1. Разработанные детализированные математические модели теплообменного, сепарационного, эжекционного оборудования и регулирующей арматуры химико-технологической системы процесса подготовки газа и газового конденсата, опираясь на фундаментальные законы фазового равновесия, теплопередачи и осаждения адекватно описывают процессы, происходящие в аппаратах установки подготовки газа.
2. Основными факторами, влияющими на эффективность процесса низкотемпературной сепарации газа, являются: давление, температура, состав и расход сырья, конструкционные особенности аппаратов. Неидеальность работы аппаратов учтена путем использования коэффициентов уноса, зависящих от конструктивных особенностей оборудования. Распределение капель дисперсной фазы по диаметрам принята в виде лог-нормального распределения.
3. Термодинамические характеристики веществ в составе подготавливаемого газа определены на основе общепризнанных методик. Расчет констант фазового равновесия проводился по методикам Шилова, Soave-Redlich-Kwong (SRK), Тека-Стила, расчет параметров работы теплообменного оборудования производился по основному уравнению теплопередачи с учетом критериев подобия. Для расчета гравитационного разделения гетерогенных систем применялось уравнение Стокса. Регулирующая арматура рассчитана по методикам определения истечения флюида через локальное сужение (штуцер) с использованием константы пропускной способности клапана K_v .
4. Создание имитационной динамической модели для процесса низкотемпературной сепарации газа, включает в себя следующие этапы: анализ физико-химических закономерностей протекающих процессов, формирование динамической математической модели химико-технологической системы, алгоритм расчета динамических моделей, автоматизацию и программную реализацию с учетом модульного принципа.

5. Выполненный анализ промышленных данных с действующей установки подготовки газа в течение года ее непрерывной работы. Реальная установка работает постоянно в условиях переходного режима. Большое количество факторов, влияющих непрерывно на работу (давление, температура, степень открытия клапанов, состав сырья и т.д.) создают возмущения, приводящие к изменению режима работы.

6. Имитационная динамическая модель процесса низкотемпературной сепарации газа, построенная на основе закономерностей фазовых превращений углеводородных систем и процессов теплопередачи в динамических условиях работы промышленных установок, позволяет прогнозировать работу действующих аппаратов технологической схемы с учетом их конструкции, а также уноса углеводородов при разделении.

4 Влияние управляющих параметров на эффективность работы установки низкотемпературной сепарации с использованием имитационных динамических моделей.

С использованием имитационной динамической модели было выполнено моделирование процесса низкотемпературной сепарации в условиях динамического режима.

Ниже (на рисунках 4.5-4.21) показаны изменения параметров в системе при создании возмущений различной степени. Основные аппараты, анализ которых приведен ниже – сепараторы первой, второй и третьей степени (С-1, С-2, С-3 соответственно), разделители жидкости (РЖ-1, РЖ-2).

Воздействие на систему осуществлялось за счет изменение степени открытия клапанов. Постоянными параметрами были приняты:

- температура и состав газа на входе в систему;
- степень открытия эжектирующих устройств;
- уровень жидкости в сепараторах, постоянство уровня достигалось за счет изменения степени открытия регулирующей арматуры в автоматическом режиме.

При этом наблюдались эффекты, указанные на рис. 4.1 – 4.4.

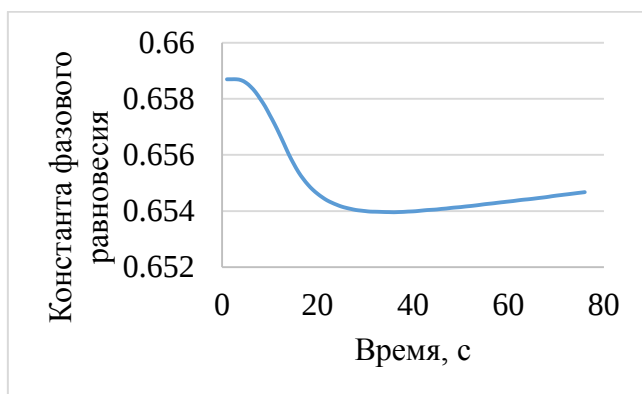


Рисунок 4.1. Зависимость константы фазового равновесия метана во 2-м сепараторе от времени (расчет на математической модели)

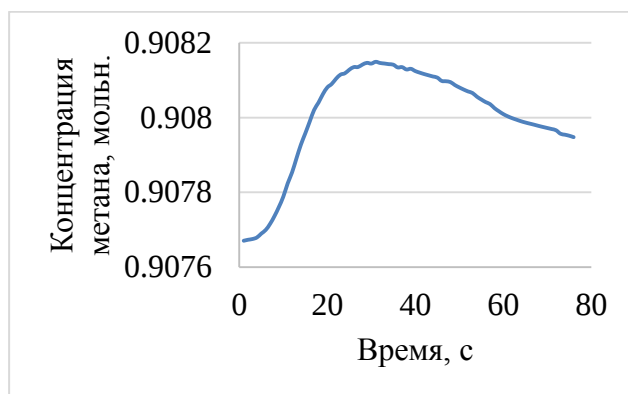


Рисунок 4.2. Зависимость мольной концентрации метана во 2-м сепараторе от времени (расчет на математической модели)

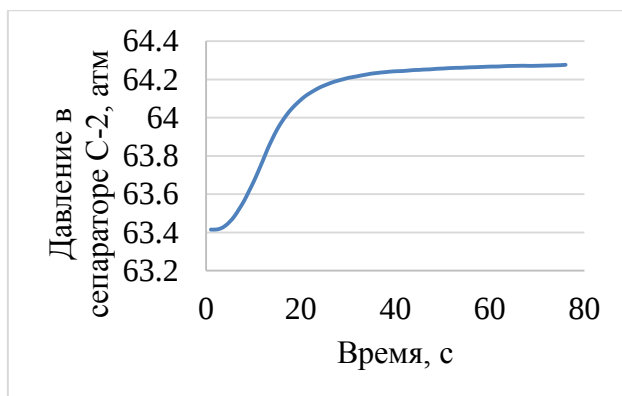


Рисунок 4.3. Зависимость давления во 2-м сепараторе от времени (расчет на математической модели)

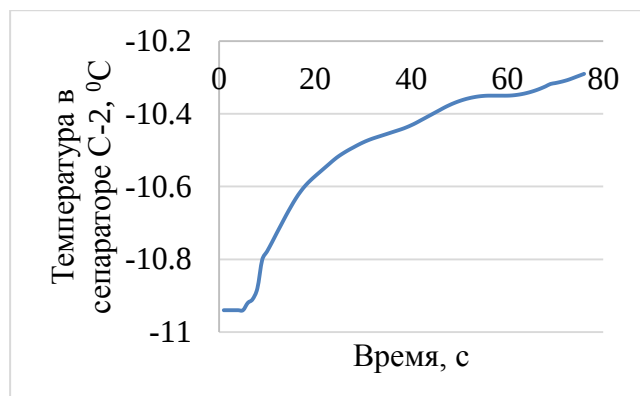


Рисунок 4.4. Зависимость температуры во 2-м сепараторе от времени (расчет на математической модели)

В качестве начальной точки отчета были приняты параметры системы, работающие в условно стационарном режиме (т.е. изменения режимов работы во времени происходят незначительно) при следующих степенях открытия клапанов: 1 – 70%; 2 – 46%; 3 – 79%; 4 – 20%; 5 – 10%; эжекторы 6,7 – 24%.

Анализ поведения системы проводился по следующим зависимостям:

1. Изменение основных технологических параметров аппаратов во времени в зависимости от возмущений в системе;
2. Изменение основных технологических параметров в аппаратах в зависимости от расхода при возмущении в системе;
3. Влияние основных технологических параметров на выход жидкости и газа из аппаратов.

4.1 Исследование влияния управляющих параметров на режимы работы установки низкотемпературной сепарации

С помощью разработанной имитационной динамической модели выполнено исследование влияния управляющих параметров на режимы работы установки низкотемпературной сепарации.

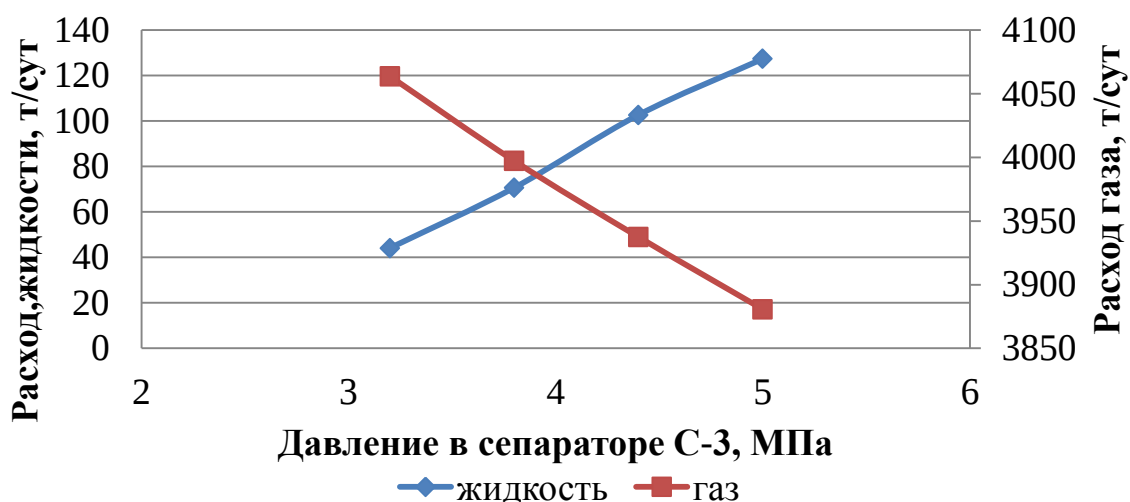


Рисунок 4.5 – Зависимость расхода жидкости и газа от давления в сепараторе третьей ступени при температуре (-30,4) °С.

При повышении давления в сепараторе третьей ступени расход газа уменьшается, при этом расход жидкости растет. Это объясняется конденсацией более тяжелых компонентов и перехода их в жидкой состояние.

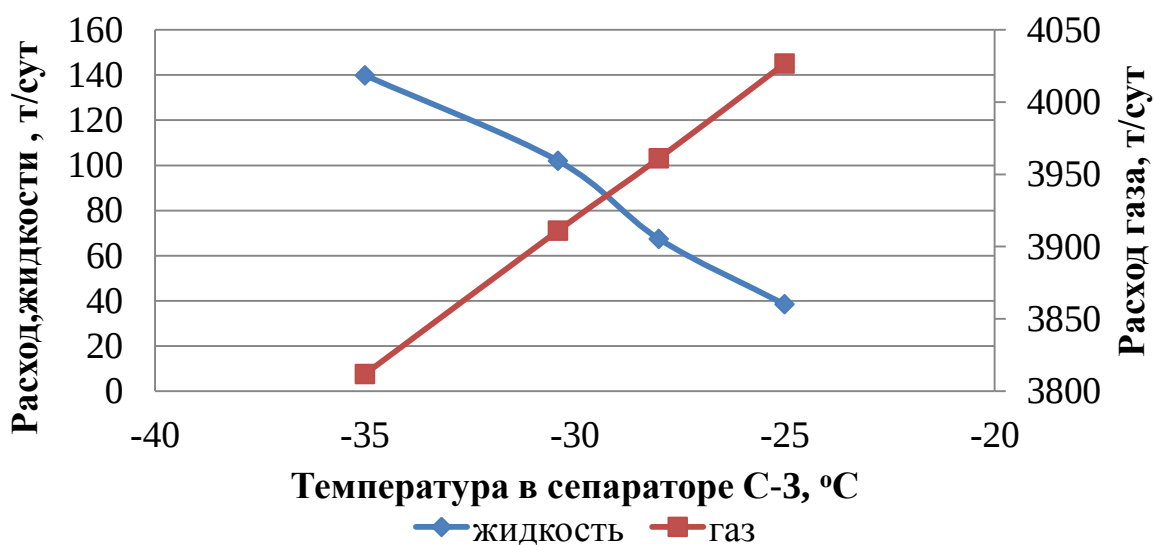


Рисунок 4.6 – Зависимость расхода жидкости и газа от температуры в сепараторе третьей ступени при давлении 3,2 МПа.

При повышении температуры в сепараторе третьей ступени расход газа увеличивается, при этом расход жидкости падает. Это объясняется испарением более легких компонентов и перехода их в газообразное состояние.

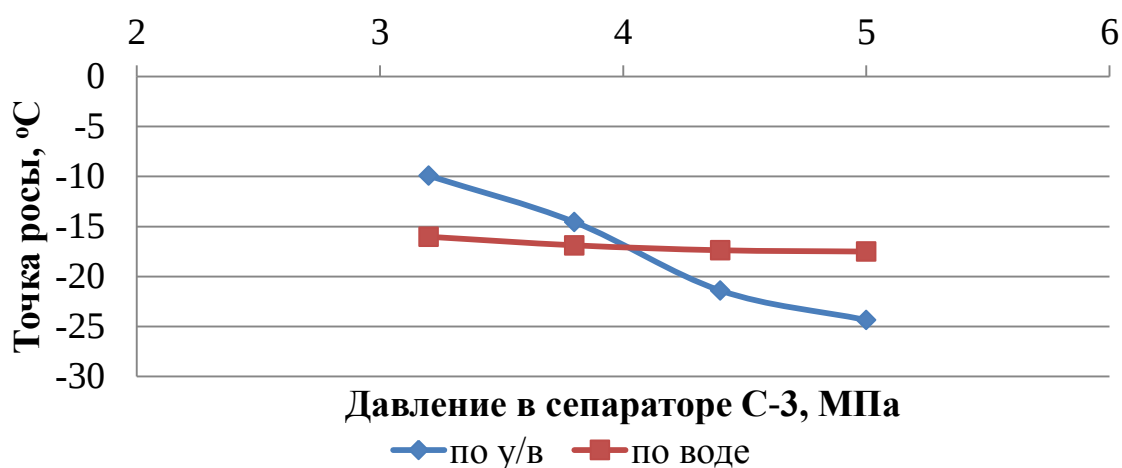


Рисунок 4.7 – Зависимость температуры точки росы по воде и углеводородам от давления в сепараторе третьей ступени при температуре (-30,4) °C.

При повышении давления в сепараторе третьей ступени температура точки росы по воде и углеводородам снижается. Это объясняется уменьшением концентрации тяжелых углеводородов за счет конденсации и снижением влажности газа.

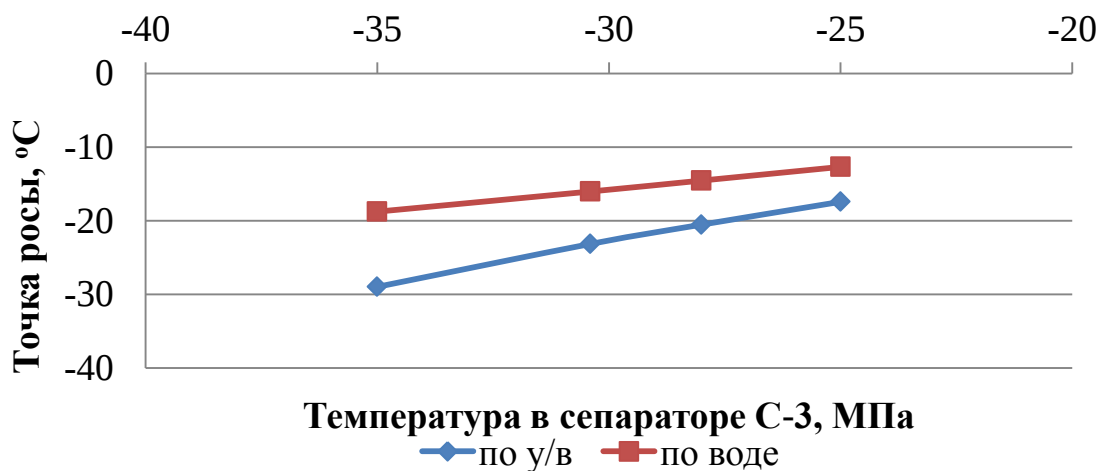


Рисунок 4.8 – Зависимость температуры точки росы по воде и углеводородам от температуры в сепараторе третьей ступени при давлении 3,2 МПа.

При повышении температуры в сепараторе третьей ступени температура точки росы по воде и углеводородам повышается. Это объясняется увеличением концентрации тяжелых углеводородов за счет испарения и увеличением влажности газа.

Ниже на рисунках 4.9-4.21 представлено поведение системы при изменении степени открытия первого клапана.

Первый клапан располагается перед вторым сепаратором. Закрытие производилось на 20 и 40% от первоначального. После достижения установившегося режима производилось обратное открытие. В системе наблюдалось следующее:

1) в сепараторе, стоящем до клапана (С-1), закрытие привело к постепенному повышению давления, что в свою очередь понизило общее количество поступающего сырья. Увеличение давление связано с дебалансом притока и оттока, т.е. при закрытии количество прихода оказалось больше количества уходящего сырья из аппарата, произошло накопление сырья Δm .

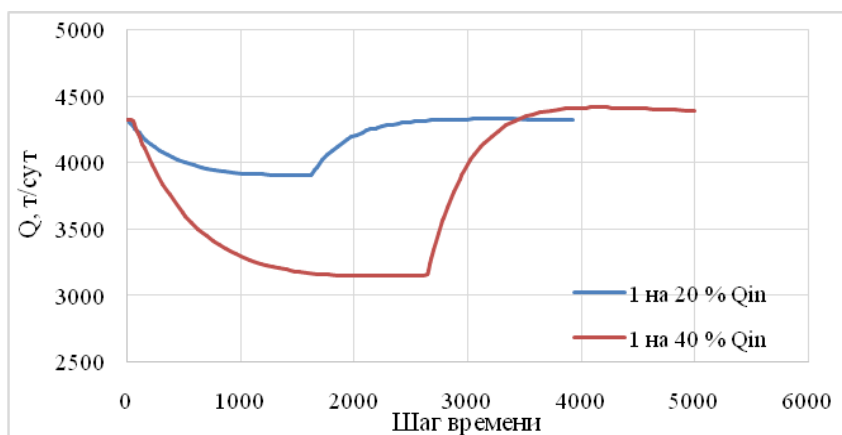


Рисунок 4.9– Количество сырья, поступающего на установку в зависимости от времени

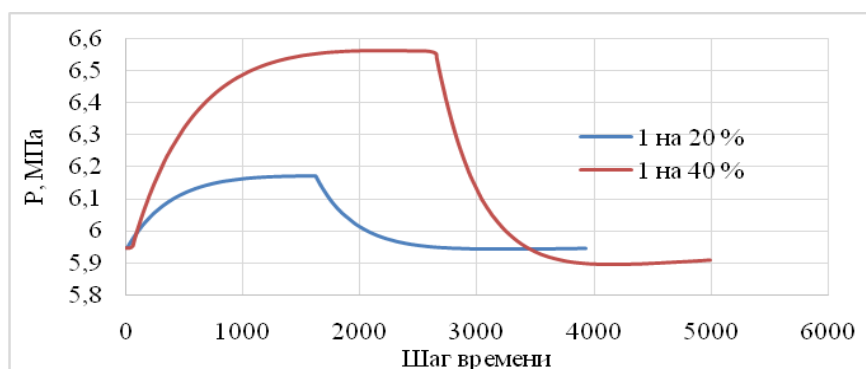


Рисунок 4.10– Давление сырья, поступающего на установку в зависимости от времени

2) Аналогичное снижение расхода наблюдается в РЖ-1. Т.к. аппарат подключен только к С-1, количество приходящей жидкостив РЖ-1

эквивалентно количеству сырья, поступающего на первую ступень сепарации. Снижение давления обусловлено постоянным оттоком газа на третью ступень сепарации.

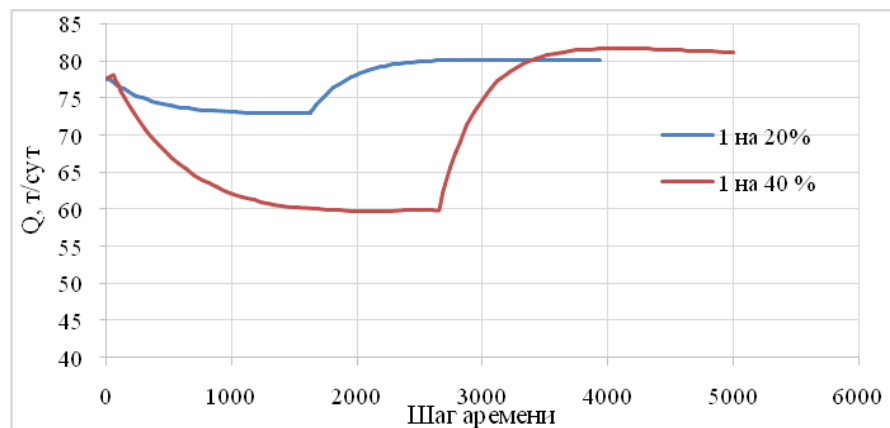


Рисунок 4.11– Количество сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-1) в зависимости от времени

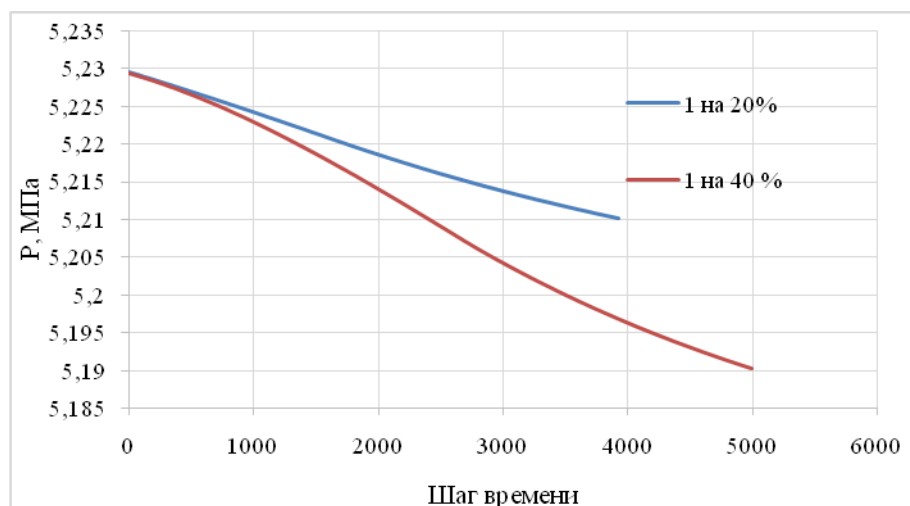


Рисунок 4.12– Давление сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-1) в зависимости от времени

2) во втором сепараторе закрытие клапана привело к снижению количества поступающего сырья. Далее за счет повышения давления перед клапаном, наблюдалось увеличение Q . Также наблюдалось падение давления в аппарате, обусловленное бóльшим оттоком сырья из аппарата. Падение температуры обусловлено усилением дросселирующего эффекта за счет уменьшения площади проходного сечения клапана, а также дополнительным захлаживанием газа в теплообменнике, стоящем до первого клапана.

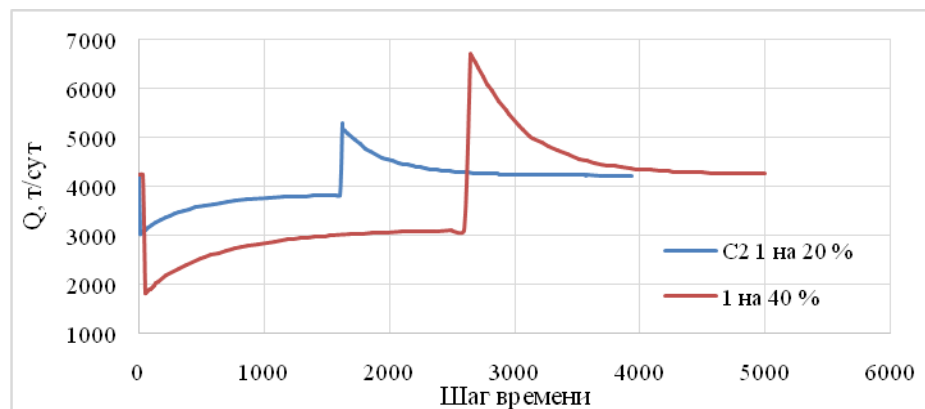


Рисунок 4.13 – Количество сырья, поступающего на вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

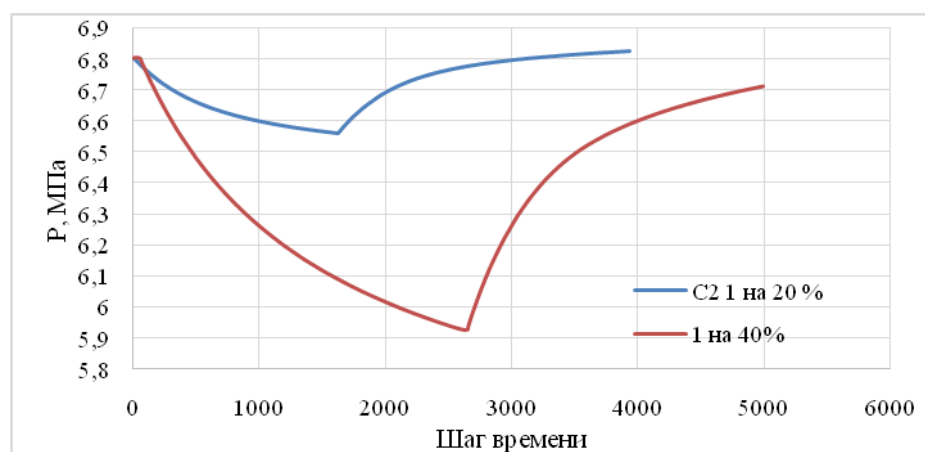


Рисунок 4.14– Давление сырья, поступающего на вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

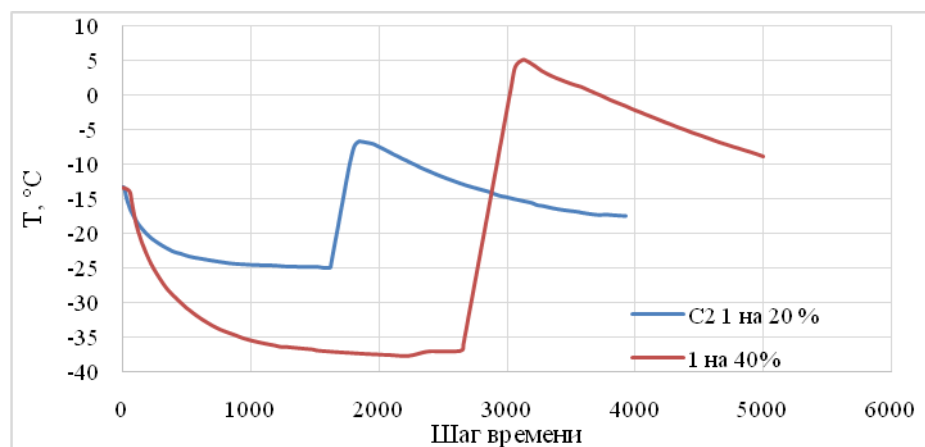


Рисунок 4.15– Температура сырья, поступающего вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

3) снижение расхода в третьем сепараторе имеет некоторые особенности. За счет того, что в аппарат С-3 поступает сразу несколько сырьевых потоков (из С-2, эжекторов, а также разделителей жидкости), резкое снижение количества сырья из второго сепаратора не привело к аналогичному падению расхода в сепараторе третьей ступени С-3. Основным фактор, приведший к падению расхода в С-3, является уменьшение количества поступающего сырья (Q_{in}). За счет этого произошло перераспределение сырья по всей установке, что также отразилось на работу С-3. Дополнительное охлаждение осуществляется за счет потока, поступающий с системы эжекторов.

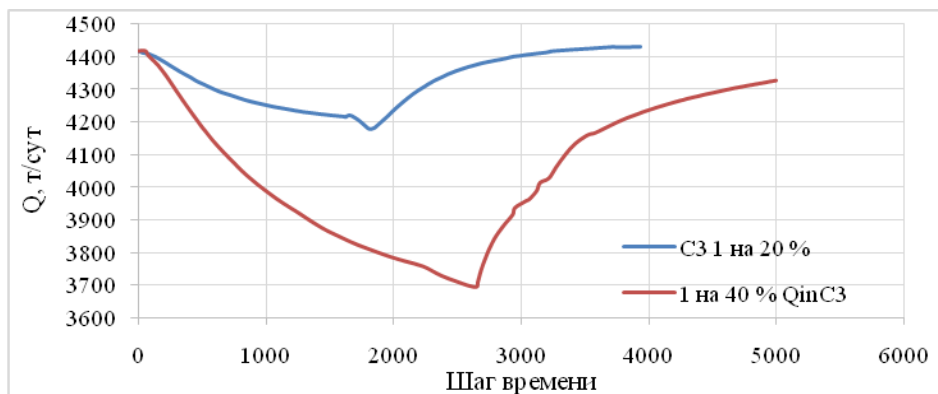


Рисунок 4.16– Количество сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

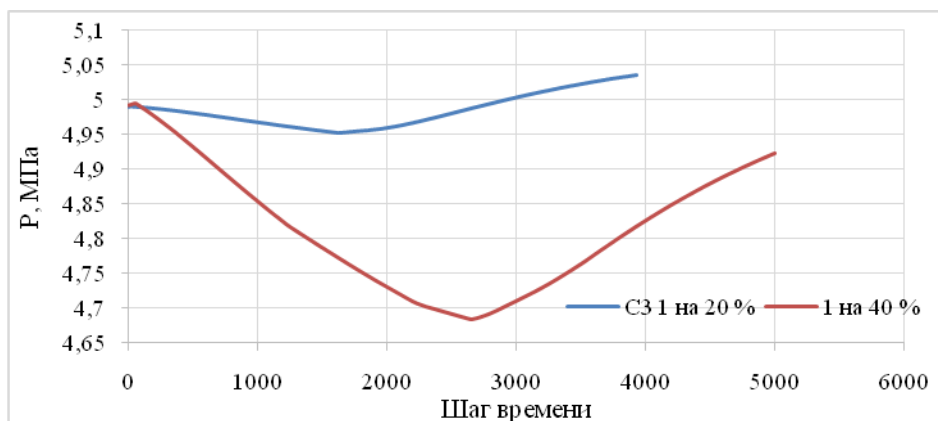


Рисунок 4.17– Давление сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

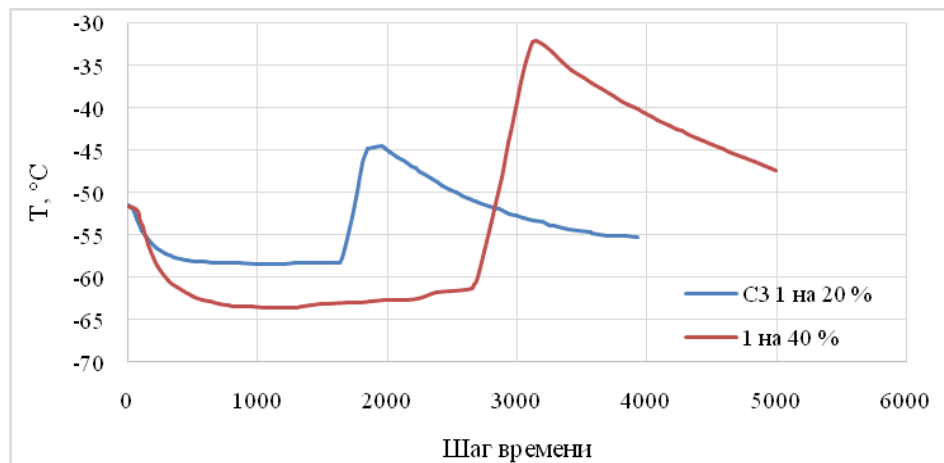


Рисунок 4.18– Температура сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

4) Работа разделителя жидкости РЖ-2 также имеет некоторые особенности. Т.к. в аппарат одновременно поступает сырье из двух сепараторов (С-2 и С-3), при работе система испытывает совместное влияние. Так, при резком снижении поступающего сырья в С-2 произошло также падение расхода в разделитель. Однако, через относительно небольшой промежуток времени (по сравнению с С-1, С-2, С-3 и РЖ-1) аппарат РЖ-2 вышел на относительно постоянный расход сырья. Это обусловлено дополнительным влиянием третьей ступени сепарации: увеличение расхода из С-2 было компенсировано уменьшением уходящего сырья из С-3. Падение давления объясняется постоянным оттоком газа на систему эжектирования. Температурный профиль аналогичен в С-2 и С-3.

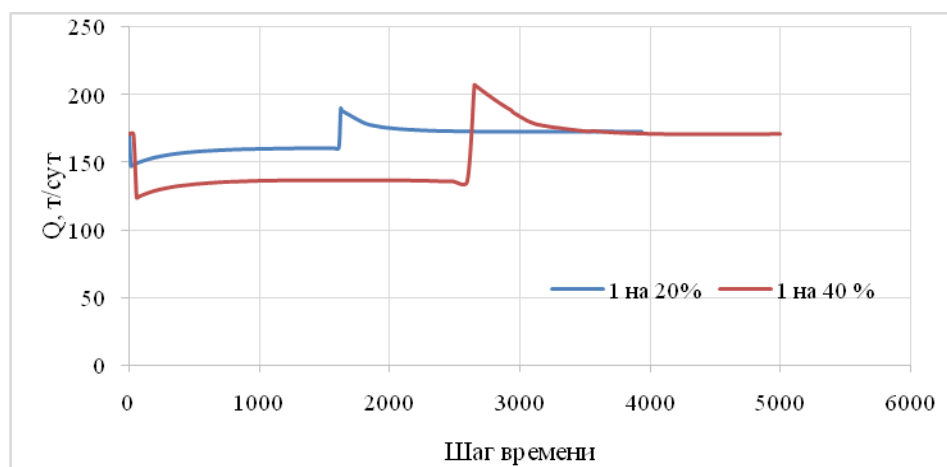


Рисунок 4.19– Количество сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

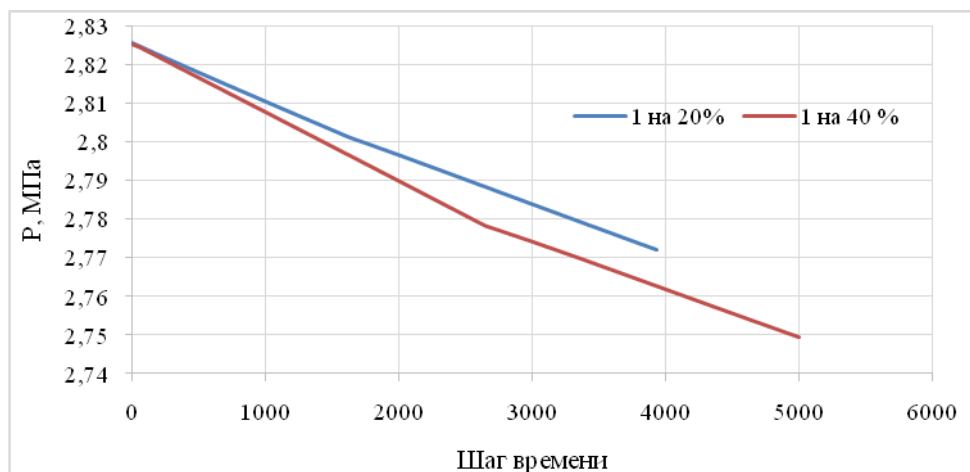


Рисунок 4.20– Давление сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

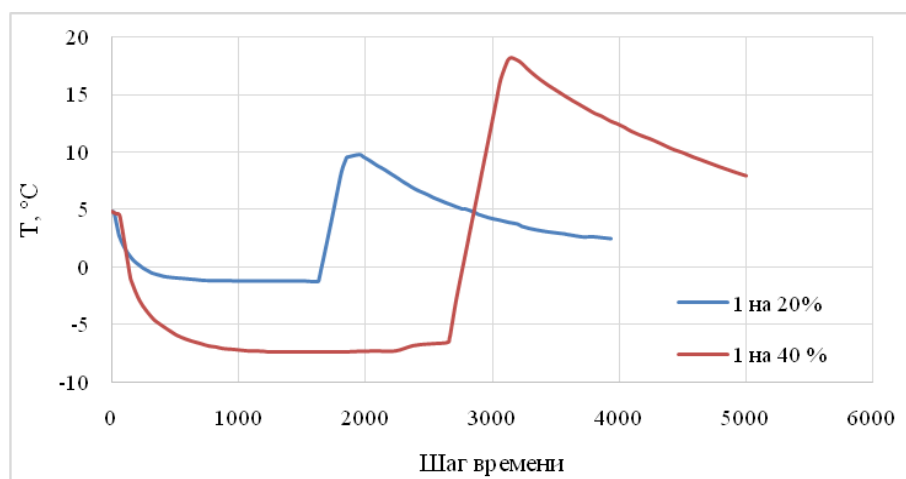


Рисунок 4.21– Температура сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

5) при обратном открытии наблюдался возврат системы в первоначальное состояние. Стоит отметить, что время, необходимое для перехода из одного стационарного состояния в другое, пропорционально степени возмущения в системе. Так, падение количество сырья на входе при закрытии клапана на 20% до наступления установившегося режима составило примерно 420 т/сут., при закрытии на 40% - около 1160 т/сут, при этом в первом случае время перехода составило около 1600 ед., при 40% – 2100 ед. При возврате системы в первоначальное состояние наблюдалось аналогичная ситуация.

Для более наглядной демонстрации принципов динамического моделирования, приведем параметры работы основных аппаратов в момент

переключения регулирующего клапана в первоначальное положение (изменение степени открытия на 20%). Данные приведены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Основные показатели работы аппаратов установки низкотемпературной сепарации.

Шаг времени	0	23	66	107	142	158	164	185	206	259
% открытия 1-го клапана	50	50	50	50	50	70	70	70	70	70
Сепаратор С-1										
Расход газа, Q_{in} , т/сут.	3906,34	3906,21	3906,15	3906,13	3906,09	3904,53	3912,58	3939,46	3964,66	4021,28
Давление, P_{in} , МПа	6,170	6,170	6,170	6,170	6,170	6,170	6,166	6,152	6,138	6,108
Сепаратор С-2										
Расход газа, Q_{inC2} , т/сут.	3822	3823	3826	3830	3832	5292	5203	5147	5093	4963
Давление, P_{inC2} , МПа	6,569	6,567	6,565	6,563	6,561	6,561	6,564	6,574	6,584	6,607
Температура, T_{inC2} , °С	-24,91	-24,91	-24,92	-25,03	-25,04	-24,95	-24,35	-22,25	-20,15	-14,85
Сепаратор С-3										
Расход газа, Q_{inC3} , т/сут.	4224	4223	4221	4219	4218	4217	4219	4222	4220	4207
Давление, P_{inC3} , МПа	4,956	4,955	4,954	4,954	4,953	4,952	4,952	4,953	4,953	4,954
Температура, T_{inC3} , °С	-58,33	-58,33	-58,33	-58,31	-58,31	-58,31	-58,27	-57,64	-56,55	-52,88
Разделитель жидкости РЖ-1										
Расход жидкости, $RG1Q$, т/сут.	73,05	73,05	73,06	73,06	73,06	73,04	73,11	73,62	74,09	75,14
Давление, $RG1P_{in}$, МПа	5,222	5,221	5,221	5,221	5,221	5,221	5,221	5,221	5,220	5,22
Уровень конденсата, $RG1L$, %	56,64	56,64	56,64	56,64	56,64	56,65	56,66	56,67	56,68	56,74
Уровень метанольной воды, $RG1L_{св}$, %	53,88	53,91	53,95	53,99	54,02	54,04	54,04	54,06	54,09	54,14
Разделитель жидкости РЖ-2										
Расход жидкости, $RG2Q$, т/сут.	160,1	160,2	160,4	160,8	160,9	189,9	188,1	187,0	185,9	183,1
Давление, $RG2P_{in}$, МПа	2,804	2,803	2,803	2,802	2,801	2,801	2,801	2,801	2,801	2,800
Температура, $RG2T_{in}$, °С	-1,23	-1,23	-1,23	-1,26	-1,26	-1,27	-1,17	-0,08	0,98	3,71
Уровень конденсата, $RG2L$, %	55,29	55,32	55,36	55,40	55,43	55,45	55,45	55,45	55,45	55,45
Уровень метанольной воды, $RG2L_{св}$, %	58,48	58,50	58,54	58,58	58,62	58,63	58,63	58,63	58,63	58,63

Таким образом, можно сделать следующие выводы:

1) При переключении режима в аппаратах непродолжительное время наблюдалась инерционность системы. Так, в первом сепараторе С-1 после переключения клапана, количество поступающего сырья продолжает снижаться, после чего наблюдается резкое увеличение поступления сырья. Аналогичная ситуация наблюдается в С-3, РЖ-1 и РЖ-2;

2) Значительный прирост сырья наблюдается в С-2 в момент переключения клапана (более 1400 т/сут.). Это объясняется избыточным давлением вещества, имеющийся до клапана. Далее, за счет уменьшения разности давлений между входным потоком и сепаратора С-2, наблюдается постепенное снижение количества поступающего сырья в аппарат.

Кроме этого, с помощью имитационной моделирующей системы можно рассмотреть изменение качество получаемой продукции в результате перехода с одного стационарного состояния в другое (рис.4.22).

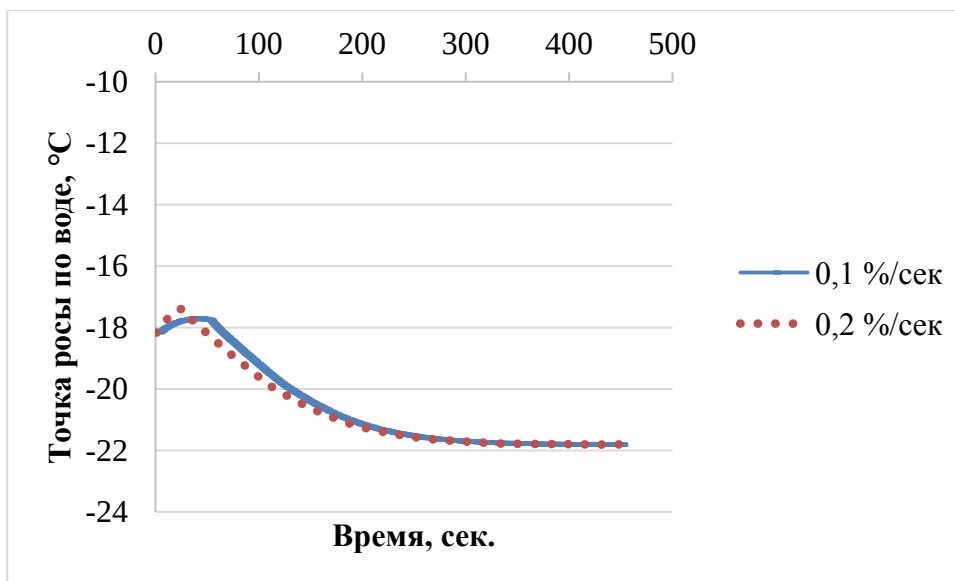


Рисунок 4.22 –Зависимость точки росы по воде от времени при разной скорости закрытия регулирующего клапана перед третьим сепаратором (с 61% до 56%).

Исследование изменения подачи метанола при переходном режиме работы установки

В переходном режиме работы установки происходит изменение температуры и давления в аппаратах, что в свою очередь влечет изменение состава получаемого конденсата и газа после сепарации. В связи с этим изменяются условия получения гидратов и, соответственно, количества метанола, необходимого для подачи в систему для предотвращения гидратообразования.

На рисунках 4.23, 4.24 показано изменение подачи метанола со временем в зависимости от изменяемого параметра и скорости изменения. Клапана, находящиеся после 2-го и 3-го сепаратора, закрываются на 5 %.

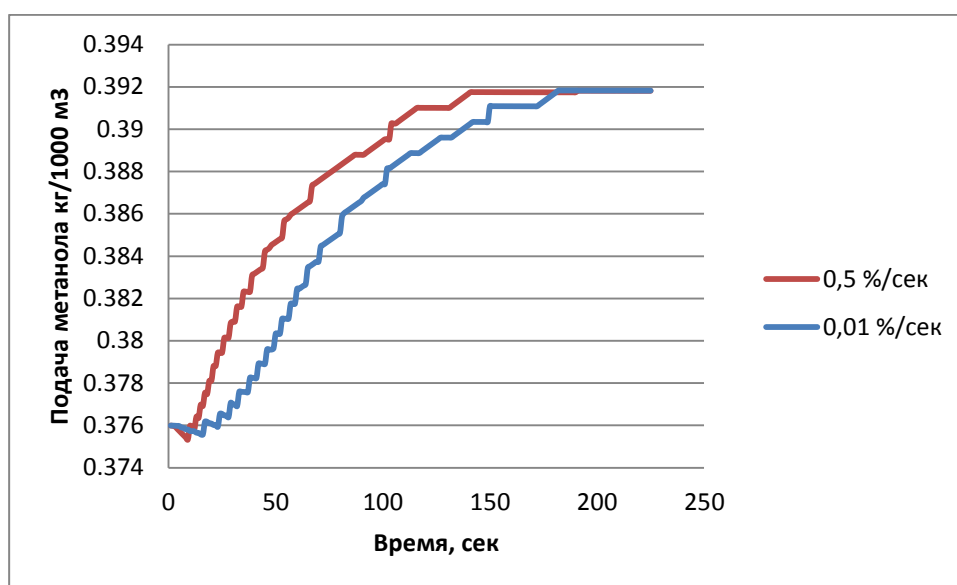


Рисунок 4.23. – Зависимость изменения подачи метанола от времени при различной скорости закрытия клапана, находящего после 2-го сепаратора.

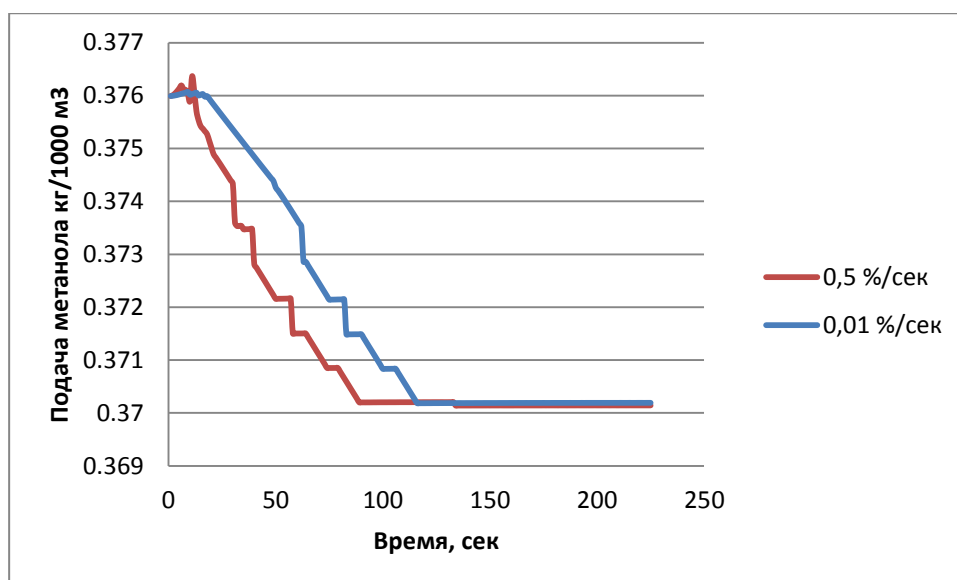


Рисунок 4.24 – Зависимость изменения подачи метанола от времени при различной скорости закрытия клапана, находящего после 3-го сепаратора

В таблице 4.2 представлены результаты расчета изменения количества метанола, которое необходимо для предотвращения гидратообразования.

Таблица 4.2 – Результаты расчета изменения количества метанола, необходимое для предотвращения гидратообразования

Наименование клапана	Изменение расхода метанола, кг/1000м ³	Изменения потребления метанола, т/год
После 2-го сепаратора	+ 0,016	+ 32,3
После 3-го сепаратора	- 0,006	- 12,1

Данные явления показывают особенности работы системы в условиях переходного режима: при совершении возмущения на определенном участке технологической схемы изменение режимов работы аппаратов не происходит мгновенно, а распространяется постепенно, причем чем дальше находится аппарат от источника, тем большее количество времени необходимо на восприятие возмущения.

4.2 Оценка влияния нанесения и снятия возмущения на режимы работы аппаратов технологической схемы установки подготовки газа и газового конденсата

С использованием разработанной имитационной динамической модели были проведены исследования по оценке влияния нанесения и снятия возмущения на режимы работы аппаратов технологической схемы установки подготовки газа и газового конденсата

Ниже на графиках представлено поведение системы при изменении расходов сырья в аппараты.

На рисунках 4.25 и 4.26 показаны изменения давления и температуры во втором сепараторе при регулировании второго клапана. В данном случае, ОАВС – траектория, по которой изменяются параметры системы, в зависимости от расхода сырья в аппарат.

При переходе из начального состояния (отрезок ОА) изменение расхода не влияет на давление и температуру в аппарате (принцип инерционности). Далее при постепенном увеличении расхода наблюдается падение давления и температуры (отрезок АВ). При возврате системы наблюдаем обратную зависимость (отрезок СО). При этом в момент создания возмущения давление и температура также остаются постоянными (отрезок ВС).

Температурный режим второго сепаратора демонстрирует инерционность теплообменного оборудования (отрезки C_1O и C_2O). Перед сепаратором С-2 расположен теплообменник, в котором в качестве хладагента прокачивается охлажденный подготовленный газ, который частично охлаждает сырьевой газ. В отличие от давления, температура поступающего сырья не вернулась в начальную точку, а продолжала увеличиваться, достигла максимума, затем наблюдалось понижение, до начального состояния (точка О).

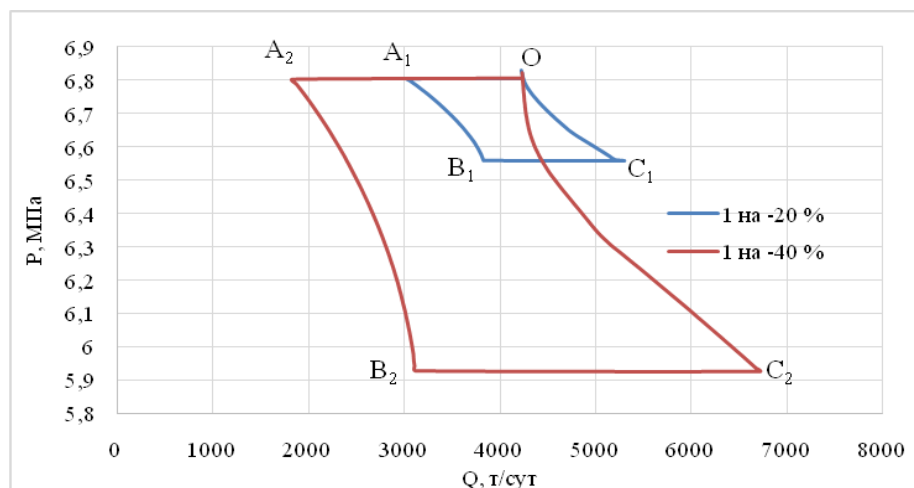


Рисунок 4.25 – Зависимость давления во втором сепараторе С-2 от количества поступающего сырья при переключении первого клапан

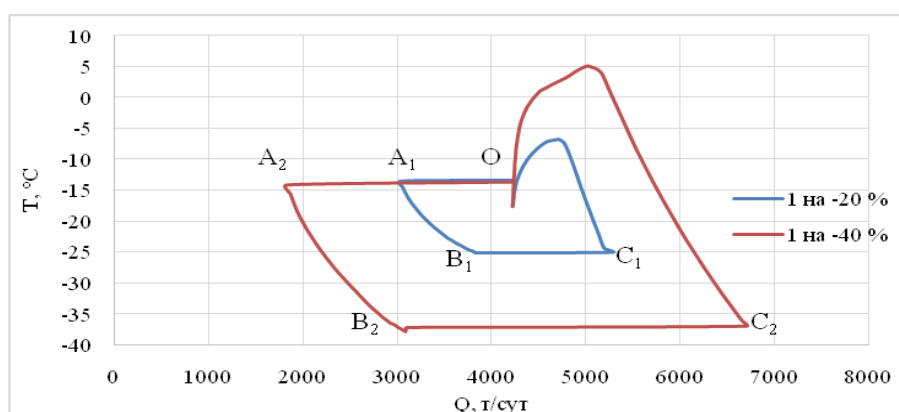


Рисунок 4.26 – Зависимость температуры во втором сепараторе С-2 от количества поступающего сырья при переключении первого клапан

На рисунках 4.27 и 4.28 показаны изменения давления и температуры в третьем сепараторе при регулировании второго клапана. Режим работы третьего сепаратора демонстрирует влияние дополнительно подключенного оборудования.

Сравнивания со вторым сепаратором, видно, что путь, по которому система возвращается в первоначальное состояние, имеет некоторые отличия:

Третий сепаратор, при обратном открытии (закрытии) клапана, переходит в область первоначальных значений (точка D), но не в начальное состояние (точка O). Причиной является влияние блока эжекторов. Газ,

выходя из второго сепаратора, разделяется на два потока: первый проходит через регулирующий клапан, второй направляется в блок эжектирующих устройств. Перед сепаратором потоки вновь объединяются. Влияние блока эжекторов также видно на профиле изменения температур. По сравнению с работой второго сепаратора (Рисунок 4.27, отрезок A_1B_1) видно, как при закрытии клапана понижение температуры происходит по более сложной траектории (Рисунок – 4.28, отрезок A_1B_1).

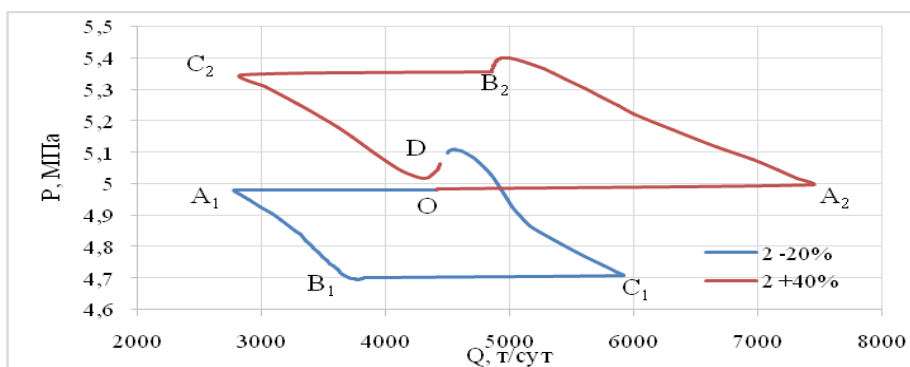


Рисунок 4.27 – Зависимость давления в третьем сепараторе С-3 от количества поступающего сырья при переключении второго клапан

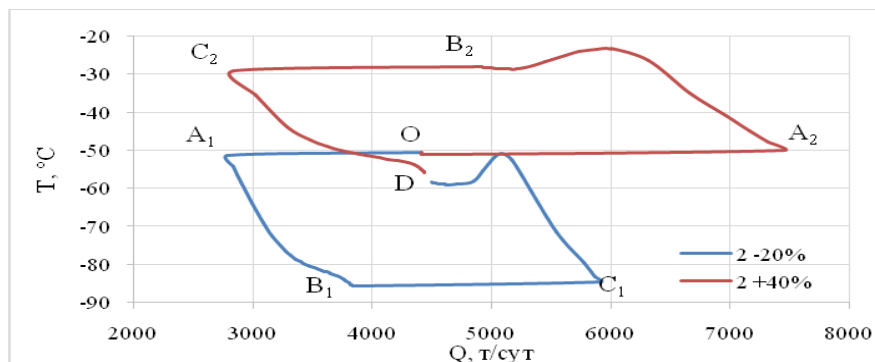


Рисунок 4.28 – Зависимость температуры в третьем сепараторе С-3 от количества поступающего сырья при переключении второго клапан

4.3 Оценка влияния нанесения и снятия возмущения на выход продуктов в химико-технологической системе

Использование стационарных моделей позволяет получать количественные зависимости выхода целевых продуктов от основных рабочих параметров (давление, температура, расход сырья). На их основе вносятся коррективы в работу реальной установки. В условиях динамического режима добавляется дополнительный фактор времени. Это позволяет расширить возможности прогнозирования работы установки. Например, появляется возможность ответить на вопросы, связанные с работой системы при создании в ней возмущения, или при изменении состава сырья. Также динамический режим позволяет ответить на вопрос, что будет происходить с выходом продуктов в условиях переходного режима.

Ниже показано влияние давления и температуры на выход жидких продуктов во второй и третьей ступенях сепарации.

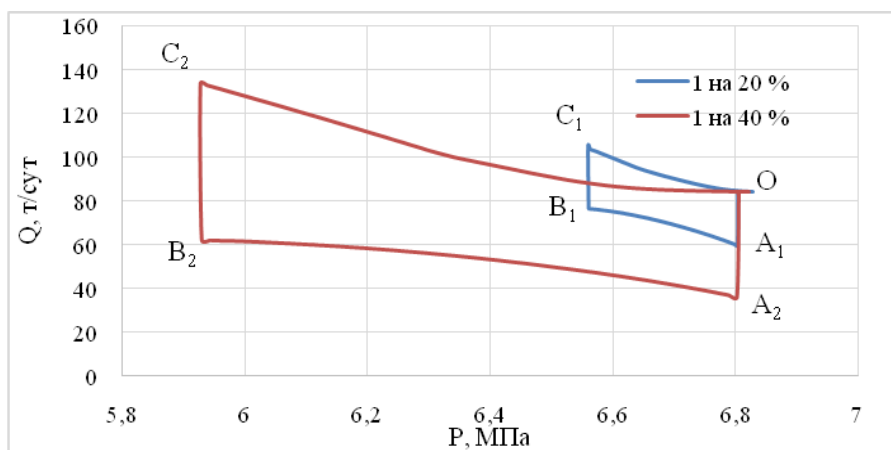


Рисунок 4.29 – Зависимость выхода жидких продуктов во втором сепараторе С-2 от давления в аппарате при переключении первого клапана

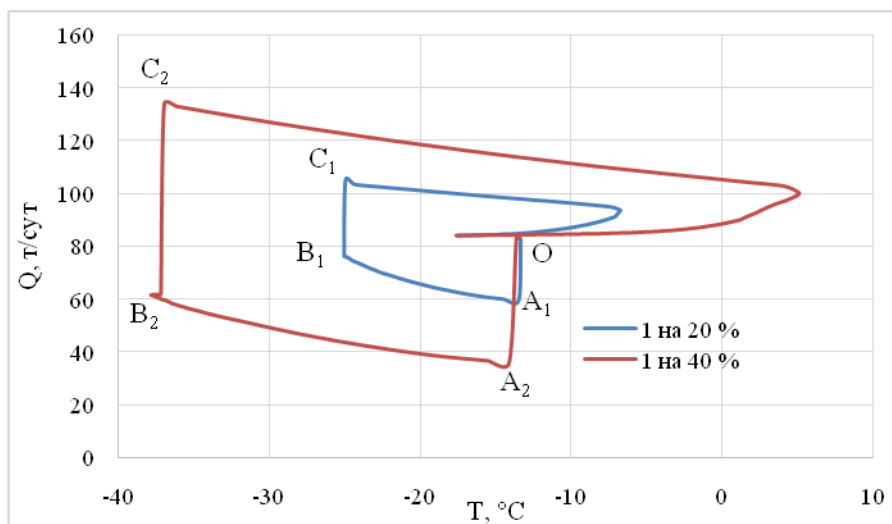


Рисунок 4.30 – Зависимость выхода жидких продуктов во втором сепараторе С-2 от температуры в аппарате при переключении первого клапана

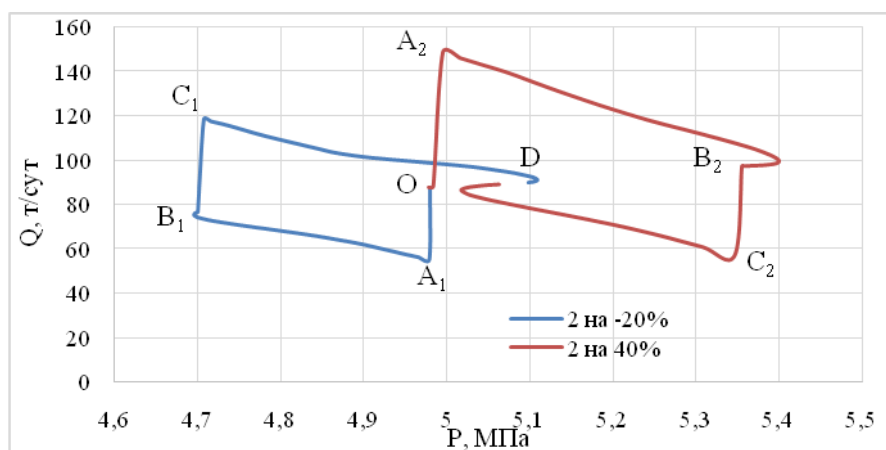


Рисунок 4.31 – Зависимость выхода жидких продуктов в третьем сепараторе С-3 от давления в аппарате при переключении второго клапана

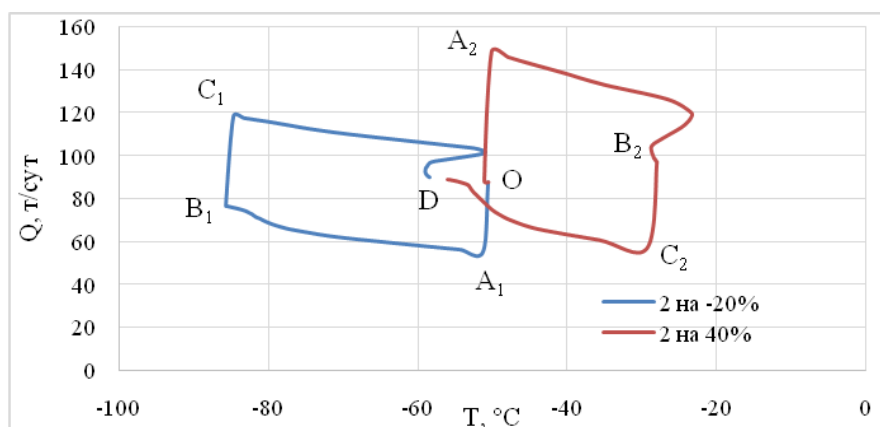


Рисунок 4.32 – Зависимость выхода жидких продуктов во втором сепараторе С-2 от температуры в аппарате при переключении второго клапана

В данном случае на графиках показаны изменения выхода продуктов в условиях переходного режима. Количество отбираемой жидкости пропорционально количеству сырья, поступающего в аппараты, температура и давление оказывают влияние на фазовое равновесие в системе.

Таким образом, можно заключить, что реализованная математическая модель процесса низкотемпературной сепарации способна отражать поведение системы в условиях переходного режима. ХТС, при совершении над ней возмущения, непродолжительное время сохраняет инерционность. При совершении возмущения на систему, переход из одного стационарного состояния в другое не происходит мгновенно, а с необходимым интервалом времени. Время, необходимое для перехода из одного стационарного режима в другой, пропорционально возмущению, созданному в системе. Регулирующие клапаны оказывают наибольшее влияние на работу аппаратов, идущих непосредственно после клапана. При комбинированном воздействии на систему, ее поведение описывается более сложными зависимостями (см. Приложение В).

4.4 Разработка компьютерного тренажера для обучения персонала технологической установки подготовки газа и газового конденсата

Компьютерный тренажер должен включать в себя следующее:

- 1) математические модели аппаратов и системы в целом;
- 2) автоматическое рабочее место работы оператора установки;
- 3) блок оценки работы оператора;
- 4) технологическую схему;
- 5) 3D-визуализацию аппаратов и физических процессов, протекающих в них;
- 6) методические указания и описание работы аппаратов, видеоуроки.

Для перехода на этап реализации в виде программного продукта необходимо проработать структуру, с помощью которой будет осуществляться работа с компьютерным тренажером. На данном этапе приняты следующие положения:

1) Тип архитектуры «клиент-сервер», был выбран по следующим причинам:

А) возможность предоставления доступа к программному обеспечению с внешних рабочих станций посредством сетевых протоколов. Также это позволит получить доступ неограниченного числа клиентов;

Б) все вычисления должны выполняться на сервере, что позволит снизить общую нагрузку на используемые для обучения рабочие станции и по смыслу полностью приблизит их к АРМам операторов, используемых при управлении реальными установками. С этой целью на сервере также определено хранение основных баз данных, баз технологических схем, а также обеспечена возможность подключения библиотек (*.dll), содержащих компоненты комплексной имитационной модели (моделт отдельных аппаратов или их комплексов). Построение связей между компонентами структуры должно осуществляться с помощью специального инструмента для создания конкретной реализации имитационной модели – конструктора, позволяющего формировать любые варианты технологических схем установок;

В) высокая степень обеспечения средств защиты, а также проще организовывать контроль доступа.

2) Деление прав управления на ученические и преподавательские. В данном случае планируется разделение по функциональным возможностям на операторов и преподавателя.

Разработанный компьютерный тренажер должен обладать следующими функциональными возможностями для работы операторов ТУ:

- 1) Управление параметрами запорной и регулирующей аппаратуры;
- 2) Управление установками;
- 3) Отслеживание параметров работы аппаратов системы;

В то же время должны быть реализованы функциональные возможности преподавателя:

- 1) Мониторинг и управление работой операторов в процессе обучения;

- 2) Управление различными аварийными и нештатными ситуациями благодаря возможности в любой момент создать возмущение в системе;
- 3) Изменение входных параметров сырья (состав, температура и др.).

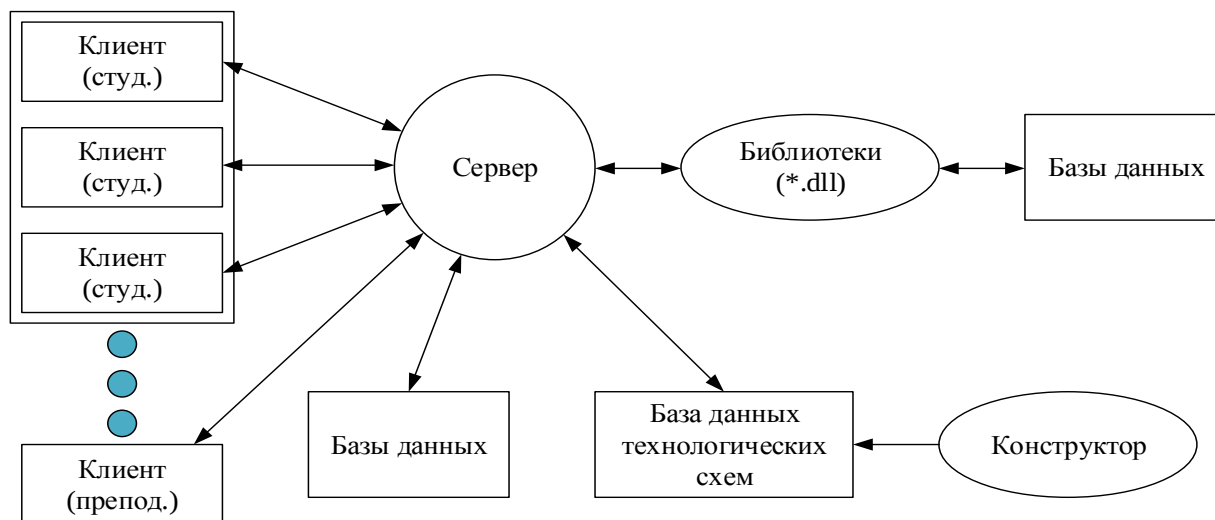


Рисунок 4.33 – Схема взаимодействия программных продуктов, разрабатываемых в рамках проекта

Интерфейс разработанного программного продукта представлен на рисунках 4.34, 4.35, 4.36.

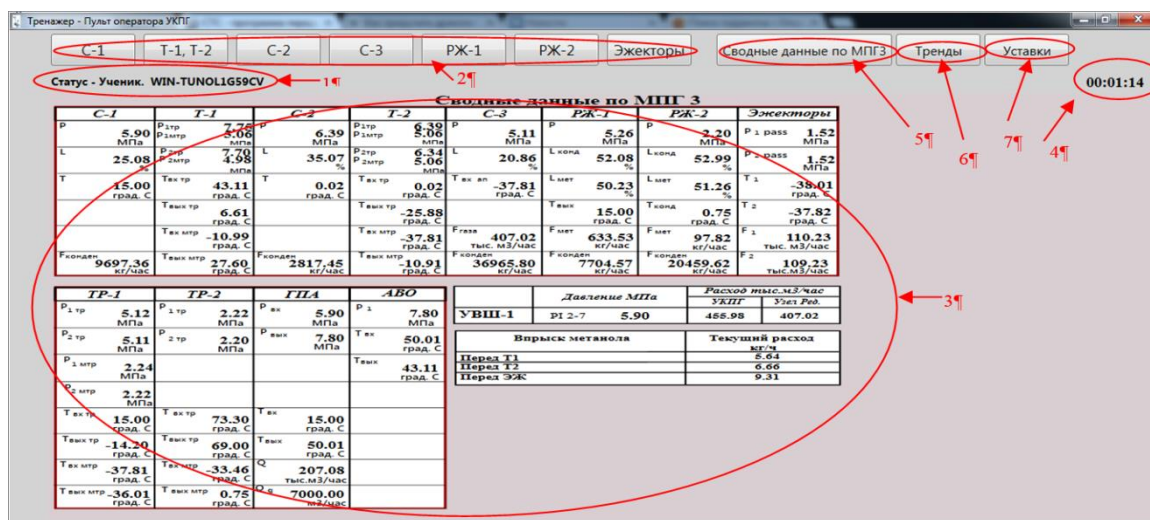


Рисунок 4.34. Главное диалоговое окно компьютерного тренажера технологии низкотемпературной сепарации:

1 - статус и имя подключенного клиента; 2 - панель переключения между экранами управления основными аппаратами установки НТС; 3 - сводная таблица основных параметров аппаратов (температуры, давления); 4 - счетчик времени; 5 – переход на главное диалоговое окно; 6 - переход к графическому представлению результатов расчетов; 7 - вызов диалогового окна с заданием уставок регулирующих клапанов аппаратов.

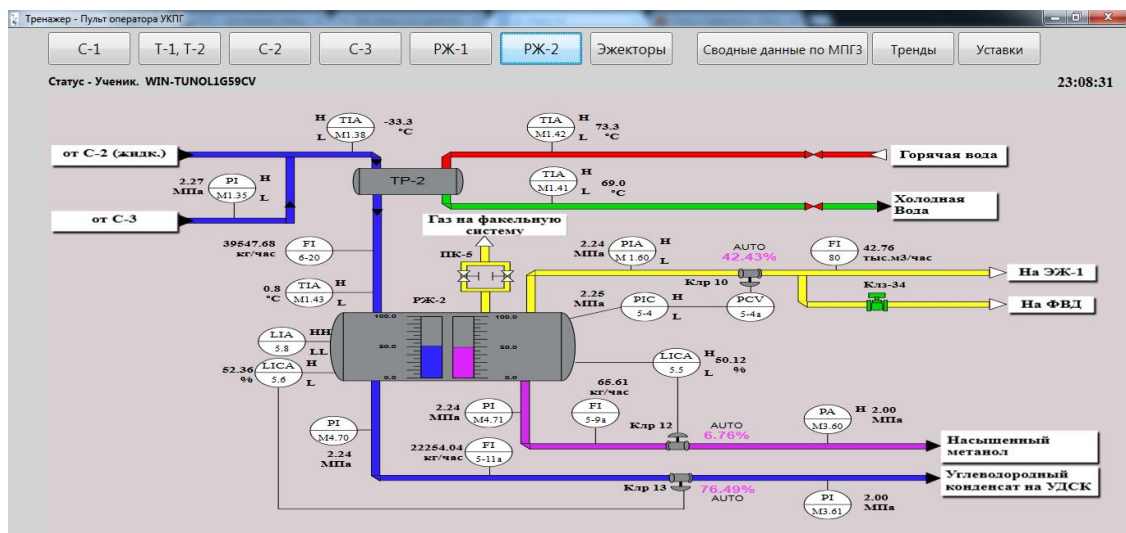


Рисунок 4.35 – Экран управления технологическими параметрами разделителя жидкости второй ступени и жидкостного теплообменника.

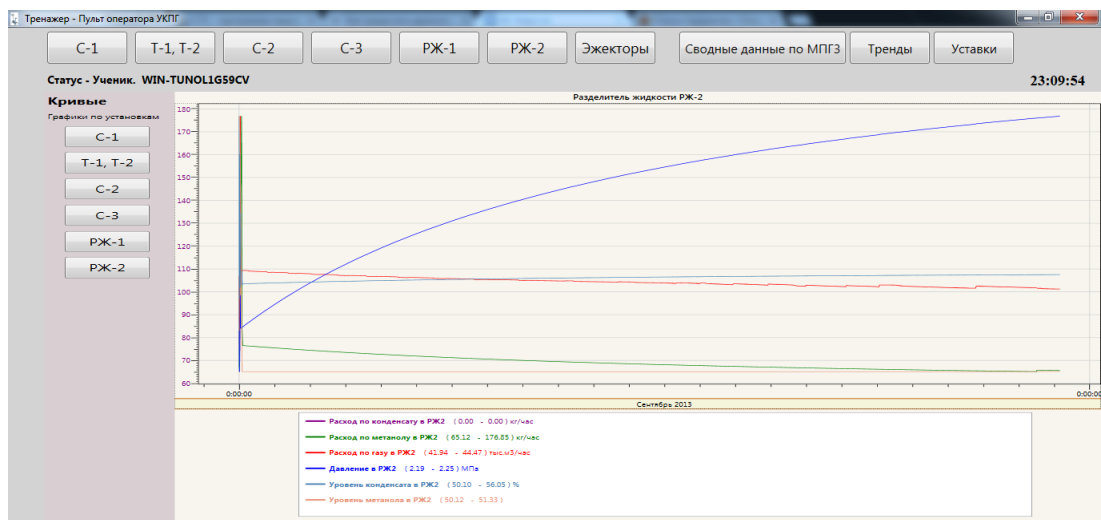


Рисунок 4.36. Графическое представление изменения технологических параметров разделителя жидкости второй ступени во времени.

Более подробно о компьютерном тренажере изложено в приложении В.

4.5 Показатели экономической эффективности

Расчет экономического эффекта при учете переходных процессов, возникающих на производстве, возможен только с использованием динамической модели, включающую в себя математическое описание нестационарных процессов подготовки газа (рис. 4.37).

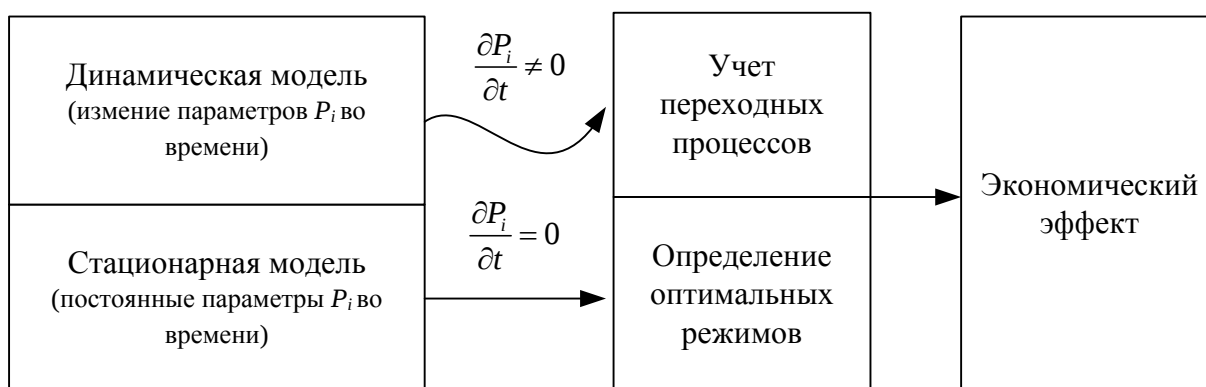


Рисунок 4.37. Экономический эффект от применения стационарной и динамической модели процесса.

Коммерческая эффективность учета переходных процессов оценивалась с использованием системы показателей, отражающих деятельность предприятия применительно к условиям рыночной экономики, с включением в экономические расчеты платежей и налогов, предусмотренных действующим законодательством в области налогообложения согласно действующим «Методическим рекомендациям по оценке эффективности инвестиционных проектов» (издательство «Экономика», 2000 г.). При этом, процедуры, связанные с учетом переходных процессов, направленные на оптимизацию работы установки с целью повышения стабильности выходных параметров продукции по качеству и количественным параметрам оценивались как «acceleration project», направленный на увеличение дохода без дополнительных капитальных и эксплуатационных затрат.

В соответствии с этим принимается:

- дисконтированный поток денежной наличности – сумма прибыли от реализации углеводородов, приведенная к начальному году по ставке дисконта 10 %;

- доход государства – налоги и платежи, отчисляемые в бюджетные фонды страны.

Экономическая оценка разработки месторождения (в условиях безналоговой среды) отражает эффективность проекта с точки зрения интересов недропользователя и государства в целом и определяется как разница между выручкой от реализации углеводородов и затратами – капитальными вложениями и чистыми эксплуатационными (текущими) расходами.

Основные экономические показатели, принятые при расчете показателей экономической эффективности приведены в таблице:

Таблица 4.3– Исходные данные для расчета экономических показателей

Показатели	Значения
1 ЦЕНА РЕАЛИЗАЦИИ	
- конденсата, руб./т.	15 472
- природного газа, руб./10 ³ м ³	4 701
2 НАЛОГИ И ПЛАТЕЖИ	
НДС, %	18
Налог на добычу конденсата 2015г., руб./т.	6 163
Налог на добычу газа 2015г., руб./тыс.м ³	35
Налог на прибыль, %	20
3 ДОПОЛНИТЕЛЬНЫЕ ДАННЫЕ	
Курс доллара, руб./долл.	70,00
Транспортные расходы при реализации конденсата, руб.т	1 980

Налоговая система

Недропользователь выплачивает все налоги, предусмотренные действующим законодательством РФ, с учетом поправок, вступивших в силу на момент расчетов.

В Табл. 4.4 представлен перечень налогов и платежей, включенных в экономическую оценку вариантов разработки, и показан порядок их расчета.

Отсутствие учета динамических эффектов при работе установки подготовки газа ведет к выпадению из области внимания эффектов, связанных с выходом параметров работы установки (за счет изменения параметров работы аппаратов, входящих в ее состав) за грани оптимального диапазона. Такие отклонения от расчетного оптимального режима могут быть связаны как с внешним воздействием (приход жидкостной пробки из системы сбора продукции месторождения), так и с внутренними воздействиями (вынужденный переход на новый режим, связанный, например, с падением пластового давления разрабатываемого месторождения).

Таблица 4.4 – Основные налоги РФ для нефтегазодобывающих предприятий

Вид налога	Ставка налога и база начисления
<i>Налоги, относимые на себестоимость</i>	
1. Налог на добычу полезных ископаемых	Конденсат: 766 – 2015 г., 857 – 2016 г., 919 – 2017 г. С учетом коэффициента, характеризующего динамику цен на нефть – ($K_{ц}$), и коэффициента, характеризующего особенности добычи (D_m) $K_{ц} = (Ц-15)*P/261$, где Ц – средний за налоговый период уровень цен в долларах США за баррель; Р – среднее значение за налоговый период курса доллара
<i>Налоги, относимые на выручку от реализации и финансовый результат</i>	
1. Налог на добавленную стоимость	18 % от добавленной стоимости, определяемой как разница между стоимостью реализованной продукции и стоимостью материальных затрат, отнесенных на издержки. В случае использования в расчете затрат без НДС базой начисления налога будет выручка от реализации продукции
2. Налог на прибыль	20 % от балансовой прибыли, остающейся от выручки после компенсации эксплуатационных затрат и выплаты всех налогов

Таблица 4.4 – продолжение

Вид налога	Ставка налога и база начисления
<i>Налоги, относимые на себестоимость</i>	
	США к рублю, устанавливаемого Центральным банком РФ. $D_m = K_{ндпи} * K_{ц} * (1 - K_v * K_3 * K_d * K_{дв} * K_{кан}), \text{ где}$ $K_{ндпи} = 530 - 2015 \text{ г.}, 559 - 2016 \text{ г.}$ K_d – коэффициент, характеризующий степень сложности добычи нефти; K_v – коэффициент, характеризующий степень выработанности конкретной залежи углеводородного сырья. $K_v = 3.8 - 3.5 * N_{дв} / V_{дв}, \text{ где}$ N – сумма накопленной добычи конденсата на конкретном участке недр (включая потери при добыче) по данным государственного баланса запасов полезных ископаемых за календарный год; V – начальные извлекаемые запасы конденсата, утвержденные в установленном порядке в соответствии с данными государственного баланса запасов полезных ископаемых. Если степень выработанности запасов не превышает 0.8, то коэффициент K_v принимается равным 1; если степень выработанности запасов превышает 1, коэффициент K_v принимается равным 0.3. K_3 – коэффициент, характеризующий величину запасов конденсата (V_3) по конкретному участку недр $K_3 = 0.125 * V_3 + 0.375$ Размер расчетной ставки НДПИ: 2015 г. – 6163 руб./т 2016 г. – 8570 руб./т 2017 г. – 9683 руб./т Газ: 35 руб./1000 м³ С учетом базового значения единицы условного топлива ($E_{ут}$), коэффициента, характеризующего степень сложности добычи газа горючего природного из залежи углеводородного сырья (K_c), и показателя, характеризующего расходы на транспортировку газа горючего природного (T_r).

Экономический эффект оптимизации

Вместе с тем, как было показано в предыдущих главах, данные явления могут значительным образом влиять на параметры выходных продуктов установки подготовки газа как в части изменения параметров, влияющих на качество (точки росы), так и в части объемов продукции на выходе – оба явления являются следствием изменения углеводородного состава газа и

конденсата на выходе установки при изменении режима работы аппаратов за счет перераспределения отдельных углеводородов между жидким и газообразным продуктом.

Расчёт экономического эффекта оценивался как изменение потока чистой прибыли при изменениях объемов выходных потоков конденсата и газа. Риски и эффекты, связанные с кратковременными (несколько часов) выходами за грань допустимых показателей по качеству газа и, как следствие, рост скорости образования жидкостных пробок в трубопроводе на выходе установки – не учитывались.

Среднестатистические показатели по газодобывающим компаниям Томской области показывают, что в течение года проводится порядка 20 чисток трубопроводных систем «скребком», что приводит к появлению жидкостных пробок на входе УКПГ, около 10 изменений режима работы УКПГ связанных с изменением поступления сырья на УКПГ за счет очередных и внеплановых работах на фонде добывающих скважин, а также от 1 до 3 изменений режима работы УКПГ, связанных с падением добычных характеристик разрабатываемых месторождений за счет падения пластового давления.

Результат расчета приведен в таблице 3. Исходя из расчетов, за счет явного учета динамических эффектов на установке подготовки газа и поддержания параметров работы в заданных границах за 1 год можно добиться экономического эффекта 1 млн рублей, или 0,1% от общего денежного потока (в выражении чистой прибыли) не производя никаких мероприятий, связанных с капитальными вложениями или повышением операционных затрат.

Таблица 4.5 – Оценка упущенной выгоды от потери тяжелых углеводородов с газом

Выход из режима, №	Добыча конденсата тыс.т.	Добыча газа, млн. нм3	Выручка от реализации, млн.руб.	НДС, млн.руб.	НДПИ, млн.руб.	Затраты на транспортировку конденсата, млн.руб.	Прибыль - всего, млн.руб.	Налог на прибыль, млн.руб.	Чистая прибыль, млн.руб.	
									за период	накопленная
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	0,170	-0,170	1,830	0,279	1,041	0,336	0,173	0,035	0,139	0,139
2	0,178	-0,178	1,918	0,293	1,091	0,353	0,182	0,036	0,145	0,284
3	0,160	-0,160	1,722	0,263	0,980	0,317	0,163	0,033	0,130	0,414
4	0,158	-0,158	1,700	0,259	0,967	0,313	0,161	0,032	0,129	0,543
5	0,159	-0,159	1,710	0,261	0,973	0,314	0,162	0,032	0,130	0,673
6	0,162	-0,162	1,740	0,265	0,990	0,320	0,165	0,033	0,132	0,805
7	0,172	-0,172	1,855	0,283	1,055	0,341	0,176	0,035	0,141	0,945
8	0,174	-0,216	1,669	0,255	1,062	0,344	0,009	0,002	0,008	0,953
9	0,171	-0,212	1,643	0,251	1,045	0,338	0,009	0,002	0,007	0,960
10	0,161	-0,201	1,552	0,237	0,987	0,319	0,009	0,002	0,007	0,967
11	0,170	-0,212	1,635	0,249	1,040	0,337	0,009	0,002	0,007	0,975
12	0,163	-0,203	1,572	0,240	1,000	0,323	0,009	0,002	0,007	0,982
13	0,172	-0,215	1,659	0,253	1,055	0,341	0,009	0,002	0,008	0,989
14	0,172	-0,213	1,651	0,252	1,050	0,340	0,009	0,002	0,008	0,997

Продолжение таблицы 4.5

Выход из режима, №	Добыча конденсата тыс.т.	Добыча газа, млн. нм3	Выручка от реализации, млн.руб.	НДС, млн.руб.	НДПИ, млн.руб.	Затраты на транспортировку конденсата, млн.руб.	Прибыль - всего, млн.руб.	Налог на прибыль, млн.руб.	Чистая прибыль, млн.руб.	
									за период	накопленная
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
15	0,177	-0,220	1,701	0,259	1,082	0,350	0,010	0,002	0,008	1,005
16	0,175	-0,217	1,679	0,256	1,068	0,346	0,010	0,002	0,008	1,012
17	0,166	-0,206	1,594	0,243	1,014	0,328	0,009	0,002	0,007	1,019
18	0,176	-0,219	1,690	0,258	1,075	0,348	0,010	0,002	0,008	1,027
19	0,160	-0,199	1,537	0,234	0,978	0,316	0,009	0,002	0,007	1,034
20	0,165	-0,205	1,588	0,242	1,010	0,327	0,009	0,002	0,007	1,041
21	0,018	-0,023	0,175	0,027	0,111	0,036	0,001	0,000	0,001	1,042
22	0,018	-0,023	0,174	0,027	0,111	0,036	0,001	0,000	0,001	1,043
23	0,018	-0,023	0,175	0,027	0,111	0,036	0,001	0,000	0,001	1,044
24	0,018	-0,023	0,175	0,027	0,111	0,036	0,001	0,000	0,001	1,044
25	0,018	-0,023	0,175	0,027	0,111	0,036	0,001	0,000	0,001	1,045
26	0,018	-0,023	0,175	0,027	0,111	0,036	0,001	0,000	0,001	1,046
27	0,018	-0,022	0,173	0,026	0,110	0,036	0,001	0,000	0,001	1,047
28	0,018	-0,022	0,174	0,027	0,111	0,036	0,001	0,000	0,001	1,048
29	0,018	-0,022	0,173	0,026	0,110	0,036	0,001	0,000	0,001	1,048
30	0,018	-0,023	0,174	0,027	0,111	0,036	0,001	0,000	0,001	1,049
ИТОГО	3,540	-4,122	35,388	5,398	21,670	7,008	1,312	0,262	1,049	1,049

Таким образом, Потери от снижения добычи конденсата в денежном выражении (в виде недополученной прибыли при продаже конденсата) в годовом выражении чистого дохода за счет не учета динамических явлений в работе установки при переходах между режимами оцениваются в 1 миллион рублей при консервативном варианте расчета потерь, то есть, считая, что в момент определения расходов газа все углеводороды будут находиться в газообразном состоянии.

4.6 Оценка влияния выпадения жидкой фазы в товарном газопроводе

На основании проведенных технико-экономических расчетов определено, что при вынужденных отклонениях от установленного режима работы происходит изменение количества уносимых тяжелых углеводородов, что в свою очередь может повлиять на отказоустойчивость системы.

Несмотря на принимаемые решения, направленные на исключение разгерметизации товарного трубопровода внешнего транспорта газа и предупреждение аварийного выхода транспортируемого продукта, совершенно исключить вероятность возникновения аварийных ситуаций при эксплуатации трубопровода нельзя.

К аварийным ситуациям (отказам) относятся нарушения работоспособности трубопровода, связанные с нарушением герметичности трубопровода или запорной арматуры.

При обнаружении повышения или понижения давления в трубопроводе линейные обходчики сообщают о нарушении технологического режима дежурным диспетчерам. По распоряжению непосредственного руководителя, по согласованию с ЦИТС линейные обходчики закрывают арматуру в начале и в конце аварийного участка трубопровода.

Вероятность возникновения аварийных ситуаций высока при проведении ремонтно-профилактических работ, при пуске трубопровода в работу после остановок.

В соответствии с РД 39-132-94 отказы делятся на некатегорийные и категорийные, сопровождаемые несчастными случаями и пожарами.

К категорийным относятся отказы, которые расследуются в соответствии с инструкцией Ростехнадзора, некатегорийные расследуются в соответствии с РД 39-0147103-392-86.

Виды некатегорийных отказов отражены в таблице 4.6.

Таблица 4.6 – Виды некатегорийных отказов

Возможная аварийная ситуация	Меры по устранению аварийных ситуаций
Разрывы и трещины по основному металлу труб, по продольным и кольцевым швам	Отключение трубопровода; перекрытие аварийного участка; ограждение аварийного участка; уточнение объемов работ по ремонту участка трубопровода; ликвидация разрыва
Негерметичность по причине коррозии внутренней и внешней	Отключение трубопровода; перекрытие аварийного участка; определение аварийного свища; освобождение трубопровода от продукта; вырезка катушки; вварка новой, контроль сварных швов радиографированием; замена изоляции
Негерметичность запорной арматуры	Проверка работоспособности арматуры; выявление причин дефекта; устранение дефекта, при необходимости, замена арматуры
Потеря герметичности трубопровода от внешних механических воздействий	Отключение трубопровода; определение места утечки; перекрытие аварийного участка; освобождение аварийного участка трубопровода от продукта; ликвидация дефекта
Потеря пропускной способности трубопровода из-за образования закупорок	Ликвидация закупорок с помощью пропуска очистного устройства; на нефтепроводах не оснащенных узлами СОД – с помощью пропуска гелевого разделителя

Перечень основных факторов и возможных причин, способствующих возникновению и развитию аварий на объекте, представлен в таблице 4.7

Таблица 4.7 – Перечень основных факторов и возможных причин, способствующих возникновению и развитию аварий на объекте

Факторы, способствующие возникновению и развитию аварий	Возможные причины аварий
1	2
1 Наличие в трубопроводе опасного горючего вещества, которое может создать большое количество топливно-воздушной смеси при аварийной разгерметизации системы. 2 Наличие в трубопроводе опасного горючего вещества под высоким давлением (4,0 МПа), что создает дополнительную опасность разгерметизации от превышения давления. 3 Опасность разгерметизации оборудования и трубопровода, обусловленная степенью возможного отклонения характеристик транспортируемой среды и труб от нормативных характеристик (отклонения хим. состава, мех. состава, хладостойкости и др.), а также качеством производства оборудования и труб (технологии изготовления и марки стали, поставщика и продолжительности эксплуатации оборудования). 4 Опасность разгерметизации трубопровода, обусловленная наличием коррозионных процессов, связанных с составом транспортируемого продукта	1 Ошибочные действия персонала при ведении технологического процесса. 2 Отсутствие должного надзора за состоянием оборудования, арматуры и трубопровода. 3 Отступление от норм технологического режима. 4 Повреждение трубопровода, арматуры. 5 Отказ вспомогательного оборудования (систем КИПиА, управления и регулирования технологическим процессом и др.). 6 Отказ системы электроснабжения.

Многие факторы, указанные в таблице 5, можно значительно снизить вплоть до незначительных величин, удерживая режим работы УКПГ в требуемом диапазоне, тем самым, удерживая точку росы по воде и точку росы по углеводородам в требуемых регламентных пределах. Кроме того, причины связанные с человеческим фактором, можно нивелировать, проводя периодические повышения квалификации и тренировки с использованием имитатор технологической установки.

В соответствии с РД 39-132-94 «Правила по эксплуатации, ревизии, ремонту и отбраковке нефтепромысловых трубопроводов», превышение нормативного давления на входе в трубопровод на 6% является достаточной причиной для запуска средства очистки и диагностики для целей удаления жидкостных пробок. В реальных трассовых условиях с целью гарантированного выдерживания требований РД очистку проводят при достижении 5% превышения фактического давления над расчетными параметрами нормальной работы газопровода. При необходимости удаления коррозионных осадков очистку выполняют и чаще в соответствии с опытом эксплуатации.

Для оценки факторов, связанных с накоплением жидкостной пробки был произведен расчет для участка газопровода «Мыльджино-Вертикос». Расчет производился в лицензионном продукте Schlumberger Pipesim, который широко используется для гидравлических расчетов при проектировании газопроводов.

Параметры газа на выходе УКПГ рассчитаны при помощи динамической модели установки низкотемпературной сепарации и представлены в таблице 4.8.

Таблица 4.8 – Рассчитанные параметры газа на выходе с УКПГ

Параметр	Ед.изм.	Значение
Температура газа	°С	плюс 30
Давление газа макс.	МПа (изб.)	6,3
Расход	нм ³ /сут	10 млн.

Параметры на выходе газопровода приняты в соответствии с таблицей 4.9.

Таблица 4.9 – Параметры газа на входе в КС «Вертикос»

Параметр	Ед.изм.	Значение
Давление газа	МПа (изб.)	4,0

Основные характеристики газопровода представлены в таблице 4.10. При этом на пути следования учтены 2 пересекаемые реки и один заболоченный участок.

Таблица 4.10 – Параметры газопровода «Мыльджино - Вертикос»

Параметр	Значение
Диаметр	720x10 мм
Протяженность	112,6 км
Особенности рельефа:	
- заболоченный участок	На 61-м км
- река	На 72-м км
- река	На 89-м км

Принципиальные результаты расчета приведены на рисунке 4.38. Исходя из результатов расчета, легко выделяются участки охлаждения газа в начале газопровода и в интервалах, связанных с пересечением водных преград – рек и болот. Области со сниженной температурой характеризуются локальным снижением скорости потока. При этом отчетливо виден тренд повышения скоростей потока от начала к окончанию газопровода, связанный со снижением давления вдоль трубы.

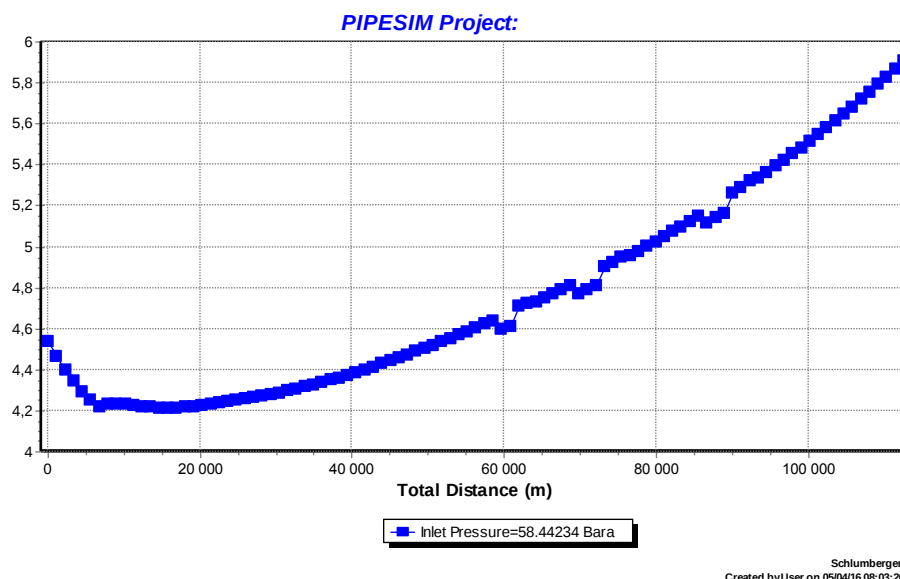


Рисунок 4.38. Расчетный профиль распределения скоростей в газопроводе

На основании данной модели был произведен анализ зависимости потерь давления в газопроводе от содержания растворенного в газе конденсата и пара воды.

В соответствии с содержанием конденсата в осушенном газе на выходе УКПГ были определены такие параметры как:

1. Начало выпадения жидкой фазы (в км от начала трубопровода)
2. Объем конденсируемой жидкой фазы
3. Входное давление газопровода

Результаты анализа представлены в таблице 9.

По результатам расчета видно, что содержание углеводородов C5+ в количестве 0,13% в мольном выражении приводит к выпадению жидкой фазы в достаточном объеме для превышения допустимого порога дополнительного перепада давления. Соответственно, в каждом таком случае требуется проводить процедуры по очистке полости трубопровода.

Таблица 4.11 – Характеристики режимов течения в зависимости от содержания в газе конденсата

№ п/п	Содержание C_5^+ , %	Выпадение жидкой фазы		Давление в начале, МПа (изб.)	Примечание
		км начала	макс. объем, $m^3/сут$		
1	0	-	-	5,23	
2	0,26	0	0	5,23	
3	0,265	8	0,69	5,23	
4	0,27	8	3,25	5,37	
5	0,28	7,5	8,28	5,44	
6	0,29	6,5	13,79	5,48	Избыточное давление >5%
7	0,30	6,5	21,63	5,53	
8	0,40	6,5	92,67	5,62	
9	0,50	6,5	167,93	5,64	
10	0,6	6,5	230,99	5,65	
11	0,61	6,5	239,00	5,65	
12	0,62	6	245,78	5,66	
13	0,63	6	252,41	5,66	
14	0,64	6	259,50	5,66	
15	0,65	0	268,55	5,67	
16	0,7	0	306,54	5,68	
17	0,8	0	385,47	5,70	
18	0,9	0	463,64	5,70	
19	1	0	534,23	5,71	
20	2	0	1277,06	5,76	

Образующиеся жидкостные пробки скапливаются в заниженных частях газопровода, что связано с небольшими локальными изменениями рельефа и с преодолением водных преград. Перепад высот расположения газопровода при пересечении водных преград в среднем составляет 10 м. Суммарная протяженность водных преград составляет порядка 1 км. Исходя из этого и параметров трубопровода возможно рассчитать максимальный объем жидкостной пробки и, соответственно, определить за какое время будет происходить выход на режим, оцененный при расчете в Pipesim.

Объем жидкости для заполнения внутренней полости трубопровода с приведенными параметрами и образования жидкостной пробки равен 384,7 м³. Соответственно при достижении такого количества выпадения жидкости пробки сформируются. Таким образом, при критическом содержании углеводородов C₅+ жидкостные пробки сформируются в течении 27 суток и трубопровод начнет создавать достаточное избыточное сопротивление течению, для запуска очистного устройства в соответствии с РД 39-132-94. Однако, при достижении содержания C₅+ в мольном выражении значений 0,6% и выше, достаточно будет 1-1,5 суток.

В соответствии с расчетами переходных режимов, приведенными ранее, для формирования пробки достаточно 2-4 переходных процесса на установке подготовки газа, связанных с изменением режима работы установки, прихода жидкостной пробки со стороны сборных сетей или других возмущений. Таким образом, учет динамических процессов позволит снизить количество пропусков СОД по товарному газопроводу минимум на 8-10 единиц.

Стоимость пропуска СОД по трубе составляет для газопровода диаметром 720 мм и длиной 110 км в среднем 500 тысяч рублей за один прогон скребка. Таким образом, чисто экономический эффект в части сокращения потребности в очистке полости труб не менее 4 миллионов рублей.

Снижение количества пропусков СОД само по себе ведет к положительному экономическому эффекту. Однако еще более важным выводом является сниженная потребность в очистке полости газопровода так как снижается интенсивность образования жидкостных пробок и гидратов. в соответствии с этим повышается отказоустойчивость и срок службы.

Потери, связанные с избыточным пропуском СОД оцениваются в годовом выражении в сумму 4 миллиона рублей.

Выводы по 4 главе

1. Величины изменений параметров, формирующихся за счет инерционных эффектов, наблюдаемых при изменениях режима работы установки значительны. Так, в первом сепараторе С-1 после увеличения процента открытия клапана на 20 %, количество поступающего сырья сначала продолжает снижаться, затем наблюдается увеличение поступления сырья. При этом значительный прирост сырья наблюдается в С-2 в момент переключения клапана (более 1400 т/сут.). Это объясняется избыточным давлением вещества, имеющегося до клапана. Далее, за счет уменьшения разности давлений между входным потоком и сепаратора С-2 в результате оттока вещества, наблюдается постепенное снижение количества поступающего сырья в аппарат.
2. Определено, что при работе системы в условиях переходного режима (при совершении возмущения на определенном участке технологической схемы) изменение режимов работы аппаратов не происходит мгновенно, а распространяется постепенно. При этом, чем дальше находится аппарат от источника, тем большее количество времени необходимо на восприятие возмущения; при нанесении и снятии возмущения происходит явление гистерезиса.
3. При изменении управляющих параметров (степени открытия регулирующих клапанов) химико-технологическая система сохраняет инерционность, после чего возвращается в устойчивое состояние. Имитационная динамическая модель процесса низкотемпературной сепарации газа позволяет оценивать время достижения нового установившегося режима, учитывать все сопутствующие колебания параметров работы аппаратов, входящих в состав установки. Так, при увеличении степени открытия первого клапана перед вторым сепаратором с 50 до 70 % система непродолжительное время порядка (2 мин.) сохраняет инерционность.

4. Время, необходимое для перехода из одного стационарного режима в другой при совершении возмущения в системе пропорционален степени возмущения на систему. Так, при закрытии первого клапана на 20 и 40 % от первоначального привело к снижению количества поступающего сырья на установку с 4400 до 3900 и 3200 т/сут соответственно, при этом давление увеличилось с 5,95 до 6,1 и 6,55 МПа. Для установления нового установившегося режима в системе в первом случае требуется 34 мин времени, для второго 47 мин.

5. Уравнения материального баланса аппаратов, учитывающие парожидкостное равновесие, тип и конструкцию оборудования (теплообменного, сепарационного, эжекционного), характеризующееся коэффициентами уноса углеводородов при разделении, позволяют прогнозировать поведение химико-технологической системы при изменении состава и расхода сырья, а также термобарических условий в режиме реального времени. Так, при увеличении температуры на первой ступени сепарации на 5 °С увеличивается расход газа на 2,5 % за счет иного распределения вещества между газовой и жидкостной фазой на выходе установки.

6. Оптимальные режимы работы аппаратов технологической установки подготовки газа и газового конденсата определяются динамическими условиями, вызванными выработкой месторождения, изменением состава сырья, условиями эксплуатации сборных трубопроводных сетей и временем, затрачиваемым на переход из одного установившегося состояния в другое. При увеличении степени открытия дроссельного клапана первой ступени сепарации на 20 % время перехода с одного стационарного состояния в другое не превышает 2 часов.

7. Разработанный на основе имитационной динамической модели компьютерный тренажер позволяет повысить квалификацию инженерно-технического персонала предприятий нефтегазодобывающей и

нефтегазоперерабатывающей промышленности и уменьшить риск возникновения нештатных ситуаций.

8. На основании проведенных технико-экономических расчетов определено, что при вынужденных отклонениях от установленного режима работы происходит изменение характеристик продукта на выходе установки УКПГ, при этом во всех трех рассмотренных наиболее вероятных ситуациях результатом отклонений является кратковременное повышение количества тяжелых углеводородов в составе осушенного газа и повышение температуры точки росы по углеводородам за пределы СТО. Согласно модельным расчетам, характерные времена данных отклонений варьируются от 2 до 12 часов.

9. Суммарный годовой размер потерь в рамках отдельно взятого месторождения определен в размере 5 миллионов рублей в годовом исчислении. Перенастройка алгоритмов системы управления технологическим процессом не требует капитальных вложений. Соответственно весь объем расчетный объем финансов является чистой экономией при внедрении предлагаемой оптимизации.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате выполненной работы создана имитационная математическая модель химико-технологической системы установки подготовки газа и газового конденсата путем низкотемпературной сепарации. Данная модель способна прогнозировать параметры работы аппаратов установки в динамических условиях, возникающих при переходе с одного стационарного режима в другой. Проведены исследования влияния управляющих параметров на показатели работы, как отдельных аппаратов, так и всей химико-технологической системы в целом. Данную имитационную математическую модель можно использовать в качестве компьютерного тренажера для приобретения навыков предупреждения и ликвидации нештатных и аварийных ситуаций инженерно-техническими работниками предприятий газовой промышленности, а также студентами соответствующих специальностей. Кроме того, система пригодна для определения устойчивости работы установки в моменты перехода на другой режим эксплуатации в результате воздействия внешних факторов, таких как, например, снижение пластового давления. В качестве дальнейшей перспективы развития системы и подхода к созданию динамических моделей в целом может являться расширение применяемых аппаратов и технологий в сторону подготовки газового конденсата (ректификационные колонны, печи и т.д.). Также применение принципов создания динамических моделей возможно перенести на технологию подготовки нефти, что, в свою очередь, открывает большие возможности в создании имитационных систем.

ВЫВОДЫ

1. При возникновении динамических воздействий, связанных с изменением состава сырья, условиями эксплуатации сборных трубопроводных сетей, переходами из одного установившегося состояния в другое и иными воздействиями, точки росы осушенного газа по воде и углеводородам значительно изменяются за счет изменения содержания влаги и тяжелых углеводородов C_{5+} в нем.
2. Имитационная динамическая модель процесса низкотемпературной сепарации газа, построенная на основе закономерностей фазовых превращений газ-жидкость углеводородных систем, базирующихся на химии слабых взаимодействий, и процессов теплопередачи в динамических условиях работы промышленных установок, позволяет прогнозировать работу действующих аппаратов технологической схемы.
3. Основной закономерностью процесса разделения углеводородов в аппаратах установки комплексной подготовки газа является сохранение инерционности при изменении управляющих параметров химико-технологической системы, после чего система возвращается нелинейным образом в новое устойчивое состояние. Имитационная динамическая модель процесса низкотемпературной сепарации газа позволяет оценивать время достижения нового установившегося режима, учитывать все сопутствующие колебания параметров работы аппаратов, входящих в состав установки. При увеличении степени открытия первого клапана перед вторым сепаратором с 50 до 70 % система непродолжительное время (около 2 мин.) сохраняет инерционность. Время, необходимое для перехода из одного стационарного состояния в другое, при совершении возмущения в системе зависит от степени возмущения. Так, закрытие первого клапана на 20 и 40 % от первоначального приводит снижению количества поступающего сырья на установку с 4400 до 3900 и 3200 т/сут соответственно, при этом давление увеличивается с 5,95 до 6,1 и 6,55 МПа. Для достижения нового

установившегося режима в системе в первом случае требуется 34 минуты, для второго 47 минут.

4. Разработанные математические модели теплообменного, сепарационного, эжекционного оборудования и регулирующей арматуры технологической установки подготовки газа и газового конденсата, позволяют в режиме реального времени с учетом взаимного влияния аппаратов прогнозировать изменение температуры и расходов углеводородных потоков. Граничные условия (температура, давление и расход смеси) и допустимый диапазон изменений параметров работы имитационной математической модели определены на основании допустимых значений достоверности базовых уравнений и проведенных исследований, и составляют: температура – от 35 до -70°C , давление – от 2,0 МПа до 8,5 МПа, расход – от 1000 т/сут до 5500 т/сут – что включает в себя диапазон работы исследуемой установки подготовки газа.

5. Уравнения материального баланса аппаратов, учитывающие парожидкостное равновесие, тип и конструкцию оборудования (теплообменного, сепарационного, эжекционного), характеризующегося коэффициентами уноса углеводородов при разделении, позволяют прогнозировать поведение химико-технологической системы при изменении состава и расхода сырья, а также термобарических условий в режиме реального времени. Так, при увеличении температуры на первой ступени сепарации на 5°C увеличивается расход газа на 2,5 % за счет перераспределения вещества между газовой и жидкостной фазой на выходе установки.

6. При увеличении расхода газа на первой ступени сепарации на 20 % время перехода с одного стационарного состояния в другое не превышает 2 часов. При резком повышении содержания жидких углеводородов в смеси, поступающей на УКПГ в течение двух часов, для исследуемой установки для уменьшения снижения точки росы осушенного газа с максимального

значения -8°C до -15°C необходимо постепенно снизить процент открытия клапана после низкотемпературного сепаратора 3-й ступени с 62% до 53 %.

7. Оптимизация процесса осушки газа позволяет дополнительно получать более 4 миллиона рублей в год за счет недопущения уноса тяжелых углеводородов C_{5+} в осушенном газе.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Кондауров, С.Ю. Перспективы использования адсорбционных технологий для подготовки газа к транспорту / С.Ю. Кондауров // Газовая промышленность. – 2010. – №10. – С. 52-55.
2. Пат. 2500453 Российская Федерация, В01D19/00, С10G75/00. Способ промышленной подготовки продукции газоконденсатных залежей с большим содержанием тяжелых углеводородов и установка для его осуществления / Шевкунов С.Н., Шилкин А.А.; заявитель и патентообладатель ОАО "НОВАТЭК"; заявл.16.05.2012; опубл. 10.12.2013.
3. Вержичинская, С. В. Химия и технология нефти и газа: учебное пособие / С.В. Вержичинская. – М.: ФОРУМ: ИНФРА-М. – 2007. – 400 с.
4. Широкова, Г.С. Аспекты получения жидкой углеводородной продукции в ракурсе обязательной утилизации попутного нефтяного газа / Г.С. Широкова, М.В. Елистратов // Газовая промышленность. – 2010. – №4. – С. 57-62.
5. Пат. 128923 Российская Федерация, F25J3/02. Установка низкотемпературной конденсации газа / Шеин А.О., Лобанова О.Ю.; заявитель и патентообладатель ОАО "НИПИгазпереработка"; заявл. 04.12.2012; опубл. 10.06.2013.
6. Ланчаков, Г.А. Оптимизация подготовки газа валанжинских залежей Уренгойского НГКМ / Г.А. Ланчаков, В.А. Ставицкий, О.П. Кабанов // Газовая промышленность. – 2005. – №3. – С. 48-50.
7. Ланчаков, Г.А. Эксплуатация валанжинских УКПГ Уренгойского месторождения в компрессорный период разработки / Г.А. Ланчаков, В.А. Ставицкий, О.П. Кабанов // Газовая промышленность. – 2006. – №2. – С. 31-33.
8. Ланчаков, Г.А. Влияние режима эксплуатации УКПГ ЕН-Яхинского месторождения на подготовку конденсата / Г.А. Ланчаков, О.П. Кабанов, В.А. Ставицкий // Газовая промышленность. – 2007. – №3. – С. 71-73.

9.Пигарев, А.А. Основные приоритеты и их реализация при разработке технологического оборудования для обустройства УКПГ Бованенковского НГКМ / А.А. Пигарев, В.А. Соколов, И.С. Морозов // Газовая промышленность. – 2011. – №11. – С. 19-22.

10. Иванов, С.С. Подбор оптимальных режимов работы установок комплексной подготовки газа / С.С. Иванов, М.Ю. Тарасов, А.А. Зобнин // Газовая промышленность. – 2014. – №2. – С. 100-103.

11. Букин, А.В. Разработка и опыт эксплуатации основного технологического оборудования по подготовке к транспорту газа ачимовских горизонтов / А.В. Букин, В.В. Панин, С.П. Власов // Газовая промышленность. – 2011. – №11. – С. 23-26.

12. Юнусов, Р.Р. Совершенствование технологии промысловой подготовки газа на Юрхаровском ГКМ / Р.Р. Юнусов, А.А. Кудрин, Д.Н. Грицишин // Газовая промышленность. – 2008. – №3. – С. 29-33.

13. Скобло, А.И. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: учебник для вузов / А.И. Скобло, Ю.К. Молоканов. – М.: РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина. – 2012. – 725 с.

14. Пат. 2497573 Российская Федерация, В01D53/26 . Способ осушки и очистки природных газов и устройство для его осуществления / Курочкин А.В.; заявитель и патентообладатель Курочкин А.В.; заявл. 13.07.2012, опубл. 10.07.2012.

15. Палей, Б.С. Опыт разработки технических решений по реконструкции оборудования на примере УКПГ Юбилейного НГКМ / Б.С. Палей, В.А. Толстов, В.И. Гибкин // Газовая промышленность. – 2008. – №3. – С. 29-33.

16. Набоков, С.В. Новые абсорбенты для процессов очистки газов от кислых компонентов / С.В. Набоков, Н.П. Петкина // Технологии нефти и газа. – 2015. – №2. – С. 3-8.

17. Козлов, А.В. Применение моноэтиленгликоля в качестве антигидратного реагента в условиях низкотемпературной обработки

природного газа / А.В. Козлов // Газовая промышленность. – 2008. – №1. – С. 68-72.

18. Голод, Г.С. Комплекс технических решений, направленный на повышение эффективности работы оборудования установок гликолевой осушки газа / Г.С. Голод, С.В. Беленко, А.А. Рябошкапов // Газовая промышленность. – 2012. – №684. – С. 36-38.

19. Андреев, О.П. Подготовка газа на УКПГ-1С Заполярного месторождения / О.П. Андреев, И.В. Лебенкова, В.А. Истомин // Газовая промышленность. – 2004. – №2. – С. 44-46.

20. Лapidус, А. Л. Газохимия: учебное пособие / А.Л. Лapidус, И. А. Голубева, Ф. Г. Жагфаров. – Москва: ЦентрЛитНефтеГаз. –2008. – 447 с.

21. Пат. 2542264 Российская Федерация, В01D53/14, В01D53/52. Способ очистки углеводородного газа от H₂S и CO₂ / Шкляр Р.Л., Набоков С.В.; заявитель и патентообладатель ООО "Газпром ВНИИГАЗ"; заявл. 21.03.2013; опубл. 27.09.2014.

22. Елистратов, В.И. Результаты превосходят замыслы / В.И. Елистратов // Газовая промышленность. – 2013. – №9. – С. 19-23.

23. Скобло, А.И. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник для вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. / А.И. Скобло. — М.: ООО "Недра-Бизнесцентр". – 2000. – 677 с.

24. Пат. 2286377 Российская Федерация, C10G5/04, F25J3/02. Способ низкотемпературного разделения углеводородного газа / Иванов С. И., Столыпин В.И.; заявитель и патентообладатель ООО "Оренбурггазпром"; заявл. 30.05.2005; опубл. 27.10.2006.

25. Пат. 24273 Российская Федерация, F25J3/00, F25J3/02. Установка низкотемпературной ректификации углеводородного сырья / Переселкин Н.В., Прокудин С.Н.; заявитель и патентообладатель ООО "Оренбурггазпром"; заявл. 28.01.2002; опубл. 27.07.2002.

26. Столыпин, В.И. Модернизация установки по переработке ШФЛУ на Оренбургском гелиевом заводе / В.И. Столыпин, А.Д. Шахов, И.А. Мнушкин // Газовая промышленность. – 2006. – №3. – С. 59-62.

27. Юнусов, Р.Р. Пуровский завод по переработке конденсата: перспективы развития / Р.Р. Юнусов, Д.Н. Грицишин, С.Н. Шевкунов // Газовая промышленность. – 2008. – №3. – С. 23-28.

28. СТО Газпром 089-2010. Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия.

29. Kidnay, A.J. Fundamentals of natural gas processing / A. J. Kidnay, W. R. Parrish. – Taylor&FrancisGroup. – LLC. – 2011. – 418 p.

30. Персиянцев, М.Н. Совершенствование процессов сепарации нефти от газа в промысловых условиях / М.Н. Персиянцев. – М.: ООО "Недра-Бизнесцентр". – 1999. – 283 с.

31. Зиберт, А.Г. Совершенствование сепарационного оборудования на основе учета фазового состояния газожидкостной смеси / А.Г. Зиберт, Г.К. Зиберт // Газовая промышленность. – 2010. – №4. – С. 49-52.

32. Шумяцкий, Ю.И. Промышленные адсорбционные процессы: учебное пособие / Ю.А. Шумянский. – Москва: КолосС. – 2009. – 183 с.

33. Пат. 2297266 Российская Федерация, B01D3/22, B01D47/04, B01D53/18. Колонный массообменный аппарат / Зиберт Г.К., Салихов З.С.; заявитель и патентообладатель Зиберт Г.К.; заявл. 11.03.2005; опубл. 20.04.2007.

34. Епифанова, В.И. Компрессорные и расширительные турбомашинны радиального типа: Учебник для вузов. – 2-е изд., перераб. И доп. / В.И. Епифанова. – М.: Изд-во МГТУ им Н.Э. Баумана. – 1998. – 624 с.

35. Аркадов, Ю. К. Новые газовые эжекторы и эжекционные процессы / Ю.К. Аркадов. – М., Изд-во физико-математической литературы. – 2001. – 336 с.

36. Александров, В Ю., Оптимальные эжекторы (теория и расчет) / В.Ю. Александров, К.К. Климовский. – М.: Машино строение. – 2012. – 136 с.
37. Пиралишвили, Ш.А. Вихревой эффект. Эксперимент, теория, технические решения / Ш.А. Пиралишвили, В.М. Поляев, М.Н. Сергеев. – М.: УНПЦ «Энергомаш». – 2000. – 412 с.
38. Aspentech [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www.aspentech.com/>, свободный. – Загл. с экрана.
39. Honeywell [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://honeywell.com>, свободный. – Загл. с экрана.
40. SchneiderElectric [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://iom.invensys.com>, свободный. – Загл. с экрана.
41. VGM [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www.virtualmaterials.com>, свободный. – Загл. с экрана.
42. Софиев, А.Э. Тренажерные комплексы для обучения операторов потенциально опасных химико-технологических производств / А.Э. Софиев, Е.А. Черткова // Приборы. – 2006. – №12. – С. 57-59.
43. Honeywell[Электронный ресурс]. – Режим доступа:<https://www.honeywellprocess.com>, свободный. – Загл. с экрана.
44. ABBPowerandproductivityforabetterworld [Электронныйресурс]. – Режимдоступа: <http://new.abb.com>, свободный. – Загл. с экрана.
45. GSE SYSTEMS imagine. Empower. Improve. [Электронныйресурс]. – Режимдоступа:<http://www.gses.com/>, свободный. – Загл. сэкрана.
46. Chemical Engineering Dynamics: An Introduction to Modeling and Computer Simulation / John Ingham, Irving J. Dunn. 643 p. - Wiley-VCH, 2007.
47. Mokhatab, S. Handbook of natural gas transmission and processing / M. Saeid, A.P. William, G. J. Speight / GulfProfessionalPublishing. – 2006. – 672 p.
48. Бикчен, Р.Н. Теплотехнические расчеты процессов транспорта и регазификации природных газов / Р.Н. Бикчен. – М.: Недра. – 1980. – 319 с.

49. Морачевский, А.Г Термодинамика равновесия жидкость-пар / А.Г. Морачевский. – Л.: Химия. – 1989. – 480 с.
50. Шилов, В.И. Расчет констант фазового равновесия компонентов природных нефтегазовых смесей / В.И. Шилов, А.А. Клочков, Г.М. Ярышев // Нефтяное хозяйство. – 1987. – №11. – С. 50-55.
51. Степанова, Г.С. Фазовые превращения углеводородных смесей газоконденсатных месторождений / Г.С. Степанова. – М.:Недра. – 1974. – 224 с.
52. Гуревич, Г.Р. Справочное пособие по расчету фазового состояния и свойств газоконденсатных смесей / Г.Р. Гуревич, А.И. Брусиловский. – М.: Недра. – 1984. – 264 с.
53. Гуревич, Г.Р. Сепарация природного газа на газоконденсатных месторождениях / Г.Р. Гуревич, Е.Д. Карлинский. – М.: Недра. – 1982. – 197 с.
54. Горшков, Г.Б. Уравнения состояния газов и жидкостей / Г.Б. Горошков. – М.: Наука. – 1975. – 262с.
55. Bruce, E. The Properties of Gases and Liquids, 5-th Edition / E. Bruce, J. Poling, M. Prausnitz. – McGraw-Hill Professional. – 2000. – 768 p.
56. Andreko, A. Equation of state methods for the modeling of phase equilibria / A. Andreko // Fluid Phase Equilibria. – 1999. – V. 61. – № 1-2. – P. 145-180.
57. Холанд, Ч. Многокомпонентная ректификация / Ч. Холанд. – М.: Химия. – 1969. – 351 с.
58. Кафаров, В.В. Основы массопередачи: Учебник для студентов вузов / В.В. Кафаров. – М.: Высш. Школа. – 1979. – 439 с.
59. Кафаров, В.В. Математическое моделирование основных процессов химических производств: учеб. пособие для вузов / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов. – М.: Высш.шк.. – 1991. – 400 с.

60. Копытцев, В.А. Математическое моделирование работы многофункциональных аппаратов осушки газа / В.А. Копытцев, Д.Ю. Холявин // Газовая промышленность. – 2005. – №5. – С. 83-84.
61. Сергеев, О.А. Моделирование процессов отделения водометанольных растворов при промышленной подготовке газового конденсата / О.А. Сергеев, А.С. Князев, А.В. Кравцов, Н.В. Ушева // Газовая промышленность. – 2008. – №4. – С. 24-27.
62. Ушева, Н.В. Прогнозирование технологических режимов промышленной подготовки газового конденсата / Н.В. Ушева, О.Е. Мойзес, Е.А. Кузьменко // Газовая промышленность. – 2014. – №1. – С. 70-72.
63. Технологический регламент установки низкотемпературной сепарации Мыльджинского газоконденсатного месторождения ОАО «Востокгазпром», 2012 – 82 с.
64. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов, 15-е изд., стер. / А. Г. Касаткин. – М: Альянс. – 2009. – 750 с.
65. Писарев, М.О. Моделирование режимов работы аппаратов установки подготовки газа и газового конденсата в технологии низкотемпературной сепарации / М.О. Писарев, И.М. Долганов, Е.Н. Ивашкина // Нефтегазовое дело. – 2014. – №3. – С. 187-206.
66. Персиянцев, М. Н. Совершенствование процессов сепарации нефти от газа в промышленных условиях / М.Н. Персиянцев. М.: Недра-Бизнесцентр. – 1999. – 365 с.
67. Flow Equations for Sizing Control Valves, Standart, ISA-75.01.01-2007 (60534-2-1 Mod)
68. Bahadori, A. Natural Gas Processing. Technology and Engineering Design, / A. Bahadori. – Elsevier Inc: Gulf Professional Publishing. – 2014. – 896p.
69. Diener, R. Improved control valve sizing for multiphase flow / R. Diener, J. Kiesbauer, J. Schmidt // Hydrocarbon Processing. – 2005. – 8 p.

70. Булычев, Г.А. Применение эжектирования при эксплуатации нефтяных и газовых скважин / Г.А. Булычёв. – М.: Недра. – 1989 – 116 с.

71. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учебное пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков – М.: Альянс. – 2013. – 576 с.

72. Будовая, Е. А. Обоснование выбора математической модели для расчета процесса сепарации тяжелых нефтей / Е.А. Будовая, Е.С. Хлебникова // Проблемы геологии и освоения недр: труды XVII Международного симпозиума имени академика М. А. Усова студентов и молодых ученых, Томск, 1-5 апреля 2013 г.: в 2 т. – Томск: Изд-во ТПУ. – 2013. —Т. 2. — С. 112-114.

73. Кравцов, А. В. Анализ процессов низкотемпературной сепарации газовых конденсатов с применением моделирующих систем / А. В. Кравцов // Нефть, газ, геология, экология - 2011: сборник научных трудов VII Сибирского форума недропользователей и предприятий ТЭК. – Томск. – 2011. – С. 39-43

74. Ананина, И.В. Моделирование процессов промысловой подготовки газа и нефти / И.В. Ананина, Н.А. Барамыгина // Проблемы геологии и освоения недр: Труды Шестого Международного научного симпозиума им. академика М. А. Усова студентов, аспирантов и молодых ученых, посвященного 100-летию со дня рождения заслуженного деятеля науки РСФСР Л. Л. Халфина и 30-летию проведения молодежных научных конференций им. академика М. А. Усова — Томск: Изд-во НТЛ. – 2002. – С. 321-322.

75. Яворская, С. В. Моделирование процесса стабилизации газового конденсата / С. В. Яворская // Проблемы геологии и освоения недр: Труды Шестого Международного научного симпозиума им. академика М. А. Усова студентов, аспирантов и молодых ученых, посвященного 100-летию со дня рождения заслуженного деятеля науки РСФСР Л. Л. Халфина и 30-летию

проведения молодежных научных конференций им. академика М. А. Усова, Томск, 1-5 апреля 2002 г. – Томск: Изд-во НТЛ. – 2002. – С. 412.

76. Барамыгина, Н.А. Исследование эффективности процессов стабилизации газового конденсата Мыльджинского ГКМ / Н. А. Барамыгина // Химия нефти и газа: Материалы V Международной конференции. – Томск: Изд-во Института оптики атмосферы СО РАН. – 2003. – С. 285-286.

77. Кравцов, А.В.. Применение моделирующей системы для анализа действующих установок деэтанзации и стабилизации газового конденсата / А. В. Кравцов, Н. В. Ушева, Н. А. Барамыгина // Известия Томского политехнического университета – Томск: Изд-во ТПУ. – Т. 309. – № 1. – С. 107-108.

78. Ушева, Н.В. Моделирование процессов промышленной подготовки нефти Западной Сибири / Н.В. Ушева, О.Е. Мойзес, Е.А. Кузьменко // Химия и химическая технология на рубеже тысячелетий: материалы III Всероссийской научной конференции.– Томск: Изд-во ТПУ. – С. 307-309.

79. Вострикова, Е.П. Исследование эффективности процесса сепарации нефти Западной Сибири с использованием моделирующих систем / Е.П. Вострикова, А.С. Маслов // Проблемы геологии и освоения недр: материалы докладов Второй Международной научной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых им. академика М. А. Усова – Томск: Изд-во ТПУ. – 1998. – Ч. 2. – С. 29.

80. Барамыгина, Н.А. Моделирование процессов промышленной подготовки газов и конденсатов: диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук : спец. 05.17.08 / Н. А. Барамыгина; Томский политехнический университет. – Томск, 2006. — 186 с.

81. Маслов, А.С. Совершенствование технологии подготовки газа с применением моделирующей системы: диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук : спец. 05.17.08 / А. С. Маслов; Томский политехнический университет. — Томск, 2003. — 178 с.

82. Кравцов, А.В. Исследование процессов промышленной подготовки газа с применением динамических моделей и систем / А.В. Кравцов, А.С. Маслов, Н.В. Ушева // Химия нефти и газа: материалы V Международной конференции. – Томск: Изд-во ТПУ. – 2003. — С. 234-237.

83. Кулиев, А.М. Технология и моделирование процессов подготовки природного газа / А.М. Кулиев, Г.З. Алекперов, В.Г. Тагиев. – Москва: Недра. – 1978. – 232 с.

84. ГОСТ Р 53763-2009. Газы горючие природные. Определение температуры точки росы по воде. – Москва: Стандартинформ, 2010. – 34 с.

85. Шишмина Л.В. Технологическое моделирование процессов подготовки газа и конденсата / Л.В. Шишмина, П.В. Зайцев, В.В. Азовцев, Р.Н. Сучков // Добыча, подготовка, транспорт нефти и газа: материалы Второй научно-практической конференции. – Томск: Изд-во ТПУ. – Томск: STT. — С. 131-134.

86. Репин, Н.Н. Оптимальное управление установками комплексной подготовки природного газа / Н.Н. Репин, В.Г. Тагиев. – Москва: Недра. – 1992. – 187 с.

87. Клименко, В.В. Исследование процесса промышленной подготовки газа с применением информационно-моделирующей системы "Газовый промысел" / В.В. Клименко, М.О. Писарев // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XV Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва. – Томск: Изд-во ТПУ. – 2014. – Т. 2. – С. 48-49.

88. Тулина, Н.Л. Моделирование вариантов реконструкции установки комплексной подготовки газа / Н.Л. Тулина, В.А. Колмогорова // Проблемы геологии и освоения недр: труды XIX Международного симпозиума имени академика М. А. Усова студентов и молодых ученых, посвященного 70-летию юбилею Победы советского народа над фашистской Германией, Томск, 6-10 апреля 2015 г.: в 2 т. – Томск: Изд-во ТПУ. – Т. 2. – С. 234-236.

89. Ушева, Н.В. Исследование технологических режимов процессов сепарации нефтей месторождений Западной Сибири / Н.В. Ушева // Материалы III Международной конференции по химии нефти. – Томск: Изд-во ТПУ. – 1997 г. – Т. 2. – С. 62-64.

90. Сайфулин, А.А. Влияние физико-химических свойств нефти на процессы промышленной подготовки / А.А. Сайфулин, Н.В. Ушева // Химия и химическая технология на рубеже тысячелетий: материалы III Всероссийской научной конференции, Томск, 2-4 сентября 2004 г. – Томск: Изд-во ТПУ. – Томск 2004. – С. 297-298.

91. Кислова, А.С. Применение усовершенствованной моделирующей системы при промышленной подготовке газового конденсата / А.С. Кислова // Проблемы геологии и освоения недр: труды XVI Международного симпозиума имени академика М. А. Усова студентов и молодых ученых. – Томск: Изд-во ТПУ. – 2012. – Т. 2. – С. 227-228.

92. Филинцева, Е.П. Исследование процессов подготовки нефти Западно-Моисеевского месторождения / Е.П. Филинцева // Химия и химическая технология в XXI веке: тезисы VII Всероссийской научно-практической конференции студентов и аспирантов. – Томск: Изд-во ТПУ. 2006. – С. 37-38.

93. Писарев, М.О. Моделирование режимов работы аппаратов установки подготовки газа и газового конденсата в технологии низкотемпературной сепарации / М.О. Писарев, И.М. Долганов, Е.Н. Ивашкина, Е. В. Бешагина // Электронный научный журнал "Нефтегазовое дело". – 2014. – № 3. – С. 187-206.

94. Писарев, М.О. Моделирование работы разделителей жидкости установки подготовки газа и газового конденсата в технологии низкотемпературной сепарации / М.О. Писарев, И.М. Долганов, Е.Н. Ивашкина // Фундаментальные исследования. – 2015. – № 6–1. – С. 63-66.

95. Pisarev, M. O. Modes of Gas And Gas Condensate Preparation Unit in Lowtemperature Separation Technology Modeling / M.O. Pisarev, I.M. Dolganov,

I.O. Dolganova, E.N. Ivashkina // Petroleum and Coal. – 2014. – Issue 2. – № 56. – P. 182-187.

96. Pisarev, M. O. Modeling of liquid separators work in gas and gas condensate preparation unit in low-temperature separation technology / I.M. Dolganov, M.O. Pisarev, E.N. Ivashkina, I.O. Dolganova // Petroleum and Coal. – 2015. – Issue 4. – № 57. – P. 328-335.

97. Писарев, М.О. Оптимизация режимов работы установки подготовки газа и газового конденсата с использованием математической модели процесса низкотемпературной сепарации / М.О. Писарев, И.М. Долганов // Современные технологии и моделирование процессов переработки углеводородного сырья: материалы Всероссийской научно-практической конференции, посвященной 75-летию со дня рождения заслуженного деятеля науки РФ, профессора А.В. Кравцова. – Томск: Изд-во ТПУ. – 2013. – С. 43-46.

98. Писарев, М.О. Проектный подход к подготовке кадров для подразделений выполняющих проектно - изыскательские работы в области обустройства НГМ. Опыт ОАО ТомскНИПИнефть / А.С. Латышев, М.О. Писарев // Современные вызовы при разработке и обустройстве месторождений: Тезисы докладов научно-практической конференции. – Томск: STT. – 2011. – С. 217-218.

99. Писарев, М.О. Моделирование работы аппаратов установки подготовки газа и газового конденсата в технологии низкотемпературной сепарации / М.О. Писарев, И. М. Долганов // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XV Международной научно- практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва: в 2 т. – Томск: ТПУ. – 2014. – Т. 2. – С. 79-82.

100. Писарев, М.О. Анализ работы установки подготовки газа и газового конденсата в технологии низкотемпературной сепарации с применением компьютерной моделирующей системы / М.О. Писарев, И.М. Долганов, Е.Н. Ивашкина // Нефтегазопереработка-2014: материалы

Международной научно-практической конференции. – Уфа: «Институт нефтехимпереработки РБ». – 2014. – С. 164-166.

101. Писарев, М.О. Исследование процесса промысловой подготовки газа с применением информационно- моделирующей системы «Газовый промысел» / В.В. Клименко, М.О. Писарев // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XV Международной научно- практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва: в 2 т. –Томск: ТПУ. – 2014. – Т. 2. – С. 48-49.

102. Писарев, М.О. Интерактивная сетевая модель для реализации компьютерного тренажера / С.К. Важенин, Т.В. Ганджа, И.М. Долганов, М.О. Писарев // Современное образование: практико-ориентированные технологии подготовки инженерных кадров: материалы Международной научно-методической конференции. – Томск: Изд-во ТУСУР. – 2015. – С. 44-45.

103. Писарев, М.О. Математическое моделирование процесса низкотемпературной сепарации газа с учетом динамики месторождения / М.О. Писарев, И.М. Долганов, Е.В. Бешагина // Проблемы геологии и освоения недр: Труды XVIII Международного симпозиума имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых, посвященного 115-летию со дня рождения академика Академии наук СССР, профессора К.И. Сатпаева, 120-летию со дня рождения члена-корреспондента Академии наук СССР, профессора Ф.Н. Шахова. – Томск: Изд-во ТПУ. – 2014. –Т. 2. – С. 229-231.

104. Писарев М.О. , Долганов И.М. , Ивашкина Е.Н. Разработка интерактивной моделирующей системы технологии низкотемпературной сепарации газа // Современные техника и технологии: сборник докладов XX Международной научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых. В 3 т. , Томск, 14-18 Апреля 2014. - Томск: Изд-во ТПУ, 2014 - Т. 2 - С. 231-232

ПРИЛОЖЕНИЯ **ПРИЛОЖЕНИЕ А**

Табл. А1. Таблица норм технологического режима установки НТС

№№ п.п	Наименование блоков, узлов, аппаратов по схеме	Расход загружаемого продукта		Температура °С	Давление МПа	Уровень %
1	Сепаратор первой ступени С-1/1					
	по природному газу	тыс. нм ³ /ч	60÷210	5÷25	6,0-7,0	-
	по жидкости (конденсат плюс метанольная вода)	тн/ч	15÷25	5÷25	6,0-7,0	50÷60
2	Теплообменник «Газ-Газ» (трубное пространство) Т-1/1					
	Вход	тыс. нм ³ /ч	60÷210	5÷25	6,4 -7,35	-
	Выход	тыс. нм ³ /ч	60÷210	3÷-10	6,4-7,35	-
3	Сепаратор второй ступени: С-2/1					
	по природному газу	тыс. нм ³ /ч	60÷210	3÷ -10	6,4 -7,35	-
	по жидкости	тн/ч	1,5÷2,5	3÷ -10	6,4-7,35	50÷60
4	Теплообменник «Газ-Газ» (трубное пространство) Т-2/1					
	Вход	тыс. нм ³ /ч	60÷210	3÷ -10	6,4 -7,35	-
	Выход	тыс. нм ³ /ч	60÷210	-25÷ -30	6,4-7,35	-
5	Блок эжектора ЭЖ-1/1					
	активный поток	тыс. нм ³ /ч	65,5÷87,5	3÷ -10	6,4-7,35	-
	пассивный поток из РЖ-2	тыс. нм ³ /ч		15÷20	1,2÷2,4	-
	общий поток	тыс. нм ³ /ч	60÷89	-20÷ -25	3,7÷5,5	-
6	Блок эжектора ЭЖ-2/1					
	активный поток	тыс. нм ³ /ч	62,3÷82,5	3÷ -15	6,4-7,35	-
	пассивный поток из К-1 УДСК	тыс. нм ³ /ч	1,5÷2,1	15÷20	1,8÷2,2	-
	общий поток	тыс. нм ³ /ч	64÷84,8	-20÷ -25	3,7÷5,5	-

Продолжение табл. А1

№№ п.п	Наименование блоков, узлов, аппаратов по схеме	Расход загружаемого продукта	Температура °С	Давление МПа	Уровень %	№№ п.п
7	Низкотемпературный сепаратор С-3/1					
	по природному газу по жидкости	тыс. нм ³ /ч тн/ч	60÷210 5÷8	-30÷ -35 -30÷ -35	3,7÷5,5 3,7÷5,5	- 40÷60
8	Теплообменник «Газ-Газ» (межтрубное пространство) Т-2/1					
	ВХОД ВЫХОД	тыс. нм ³ /ч тыс. нм ³ /ч	60÷210 60÷210	-30÷ -45 -10÷ -18	3,7÷5,5 3,7÷5,5	- -
9	Теплообменник «Газ-Газ» (межтрубное пространство) Т-1/1					
	ВХОД ВЫХОД	тыс. нм ³ /ч тыс. нм ³ /ч	60÷210 60÷210	-10÷- 18 5÷28	3,7÷5,5 3,7÷5,5	- -
10	Разделитель жидкости (газ - конденсат - метанольная вода РЖ-1/1					
	по газу	тыс. нм ³ /ч	3,5÷4,2	0÷30	3,7÷5,9	-
	по конденсату	тн/ч	14,5÷24,2	0÷30	3,7÷5,9	40÷60
	по метанольной воде	тн/ч	0,5÷0,8	0÷30	3,7÷5,9	40÷60
11	Разделитель жидкости (газ - конденсат - метанольная вода РЖ-2/1					
	по газу	тыс. нм ³ /ч	2,5÷6,0	15÷20	2,5÷2,7	
	по конденсату	тн/ч	14÷32	15÷20	2,5÷2,7	
	по метанольной воде	тн/ч	0,15÷0,33	15÷20	2,5÷2,7	
12	Теплообменник «Конденсат - Конденсат» (межтрубное пространство) ТР-1/1					
	ВХОД ВЫХОД	тн/ч тн/ч	0,6÷0,9 0,6÷0,9	5÷20 -8÷ -12	3,7÷5,9 3,7÷5,9	
13	Теплообменник «Конденсат – Конденсат (Пар)» (трубное пространство) ТР-2/1					
	ВХОД ВЫХОД	тн/ч тн/ч	12÷32 15÷20	-20÷-25 15÷40	2,5÷2,7 2,5÷2,7	
14	Теплообменник «Конденсат - Конденсат» (трубное пространство) ТР-1/1					
	ВХОД ВЫХОД	тн/ч тн/ч	3,0÷8,0 3,0÷8,0	-30÷ -45 -25÷ -30	3,7÷5,9 3,7÷5,9	

Приложение Б – Влияние управляющих параметров на режимы работы установки НТС

1. Изменение степени открытия второго клапана

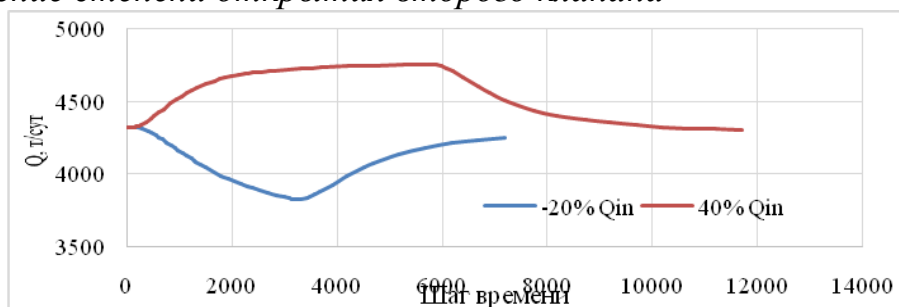


Рисунок Б.1.1 – Количество сырья, поступающего на установку в зависимости от времени

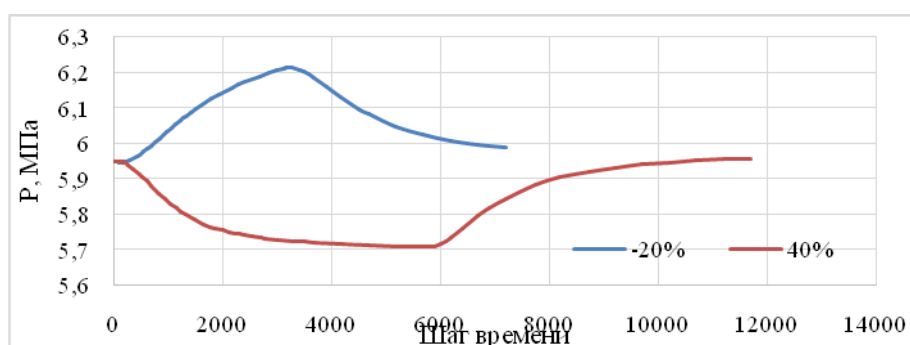


Рисунок Б.1.2 – Давление сырья, поступающего на установку в зависимости от времени

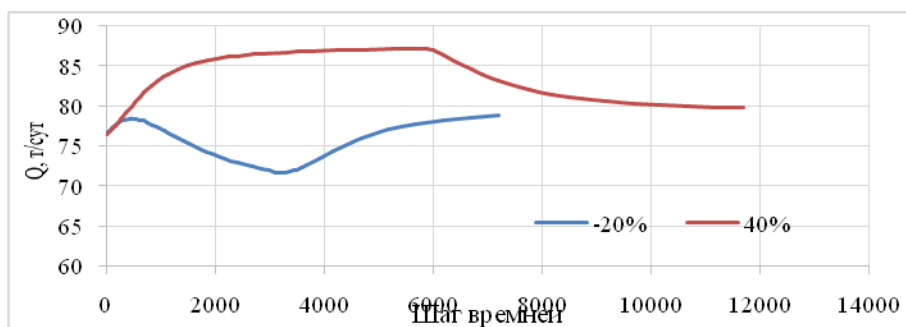


Рисунок Б.1.3 – Количество сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-1) в зависимости от времени

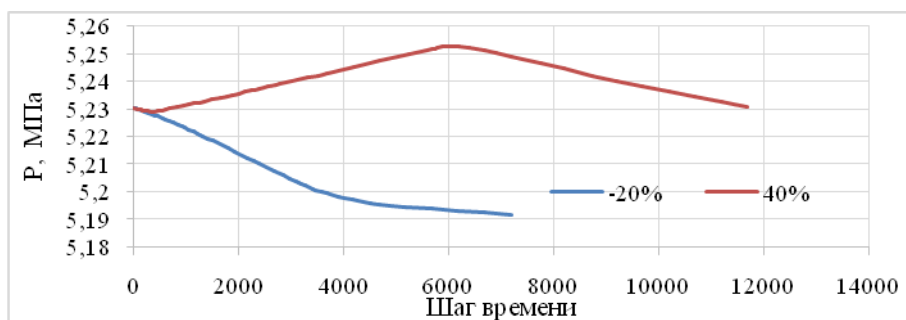


Рисунок Б.1.4 – Давление сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-1) в зависимости от времени

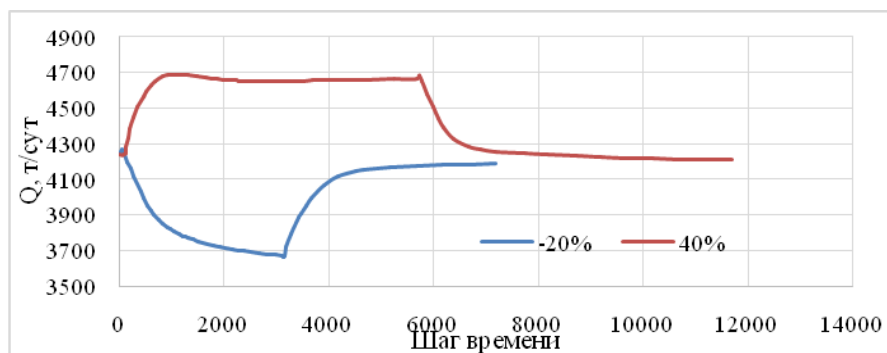


Рисунок Б.1.5 – Количество сырья, поступающего на вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

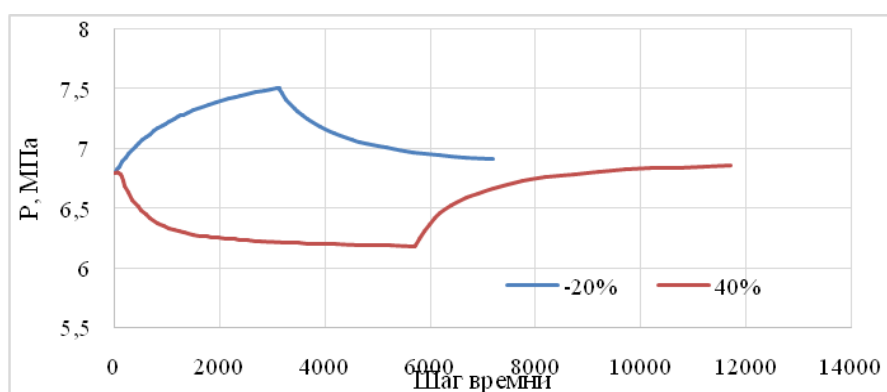


Рисунок Б.1.6 – Давление сырья, поступающего на вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

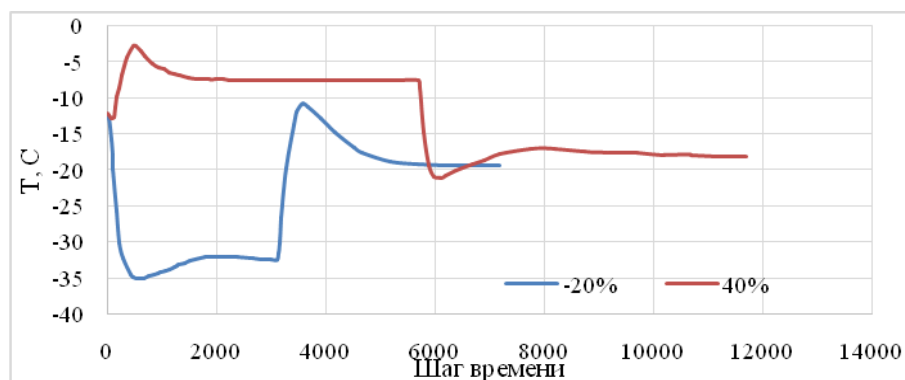


Рисунок Б.1.7 – Температура сырья, поступающего вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

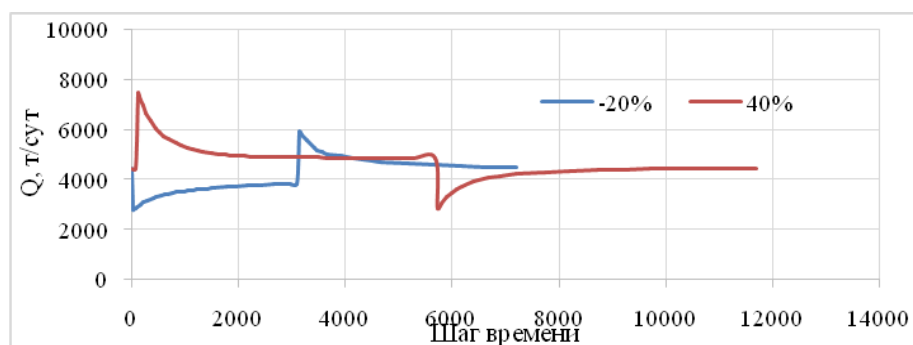


Рисунок Б.1.8 – Количество сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

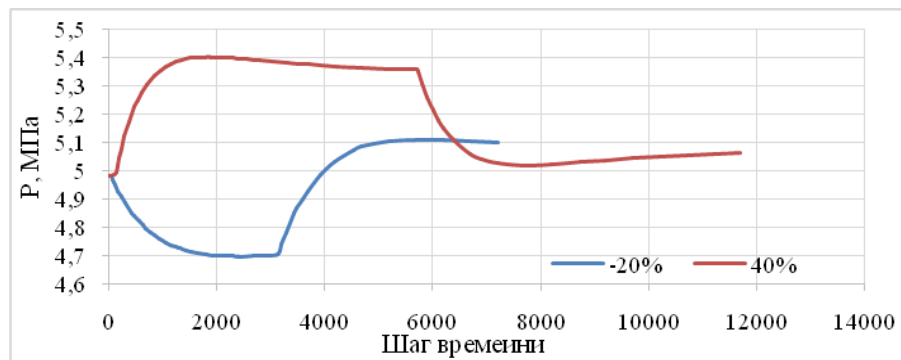


Рисунок Б.1.9 – Давление сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

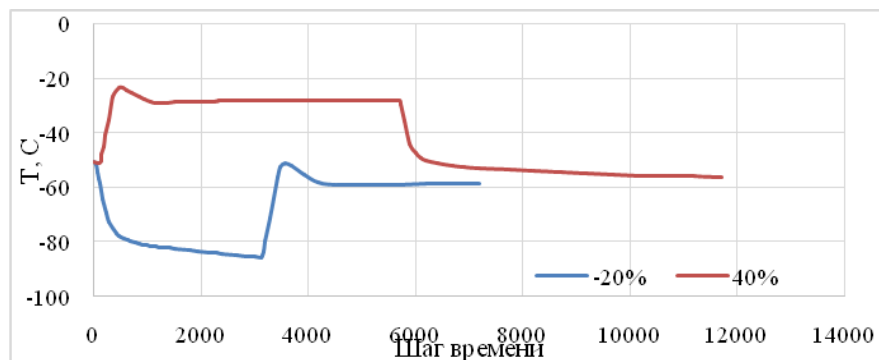


Рисунок Б.1.10 – Температура сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

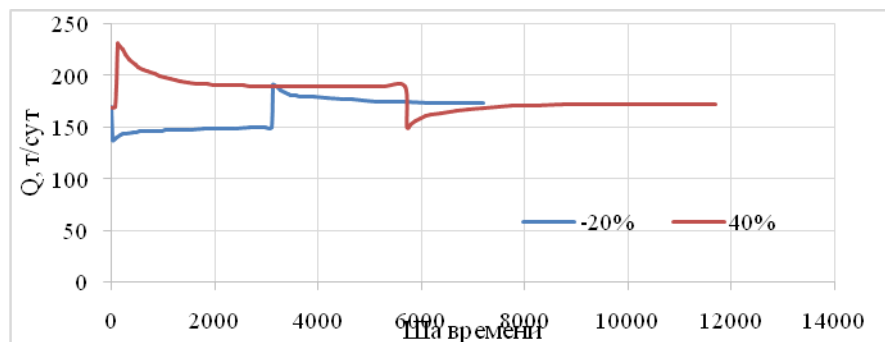


Рисунок Б.1.11 – Количество сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

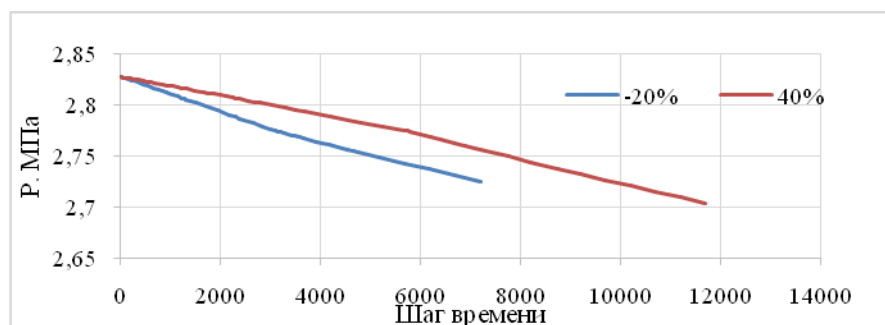


Рисунок Б.1.12 – Давление сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

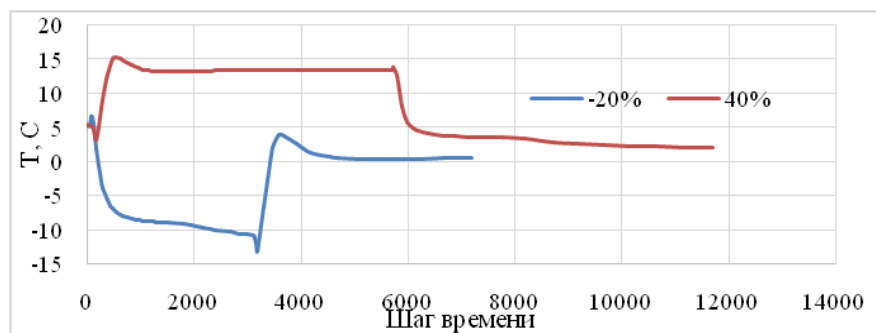


Рисунок Б.1.13 – Температура сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

2. Изменение степени открытия третьего клапана

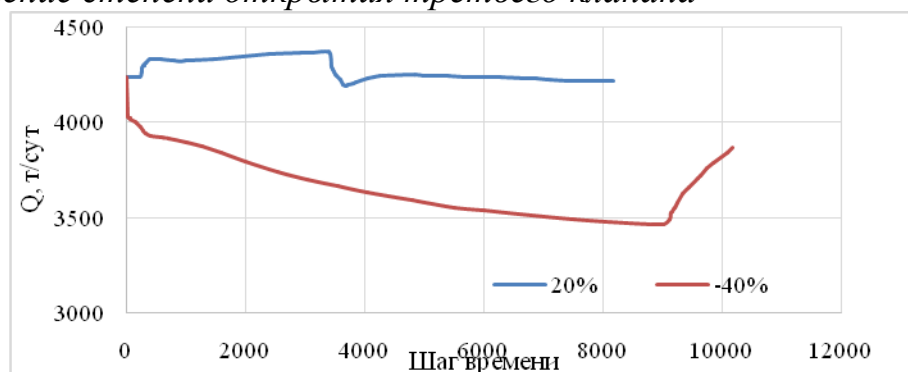


Рисунок Б.2.1 – Количество сырья, поступающего на установку в зависимости от времени

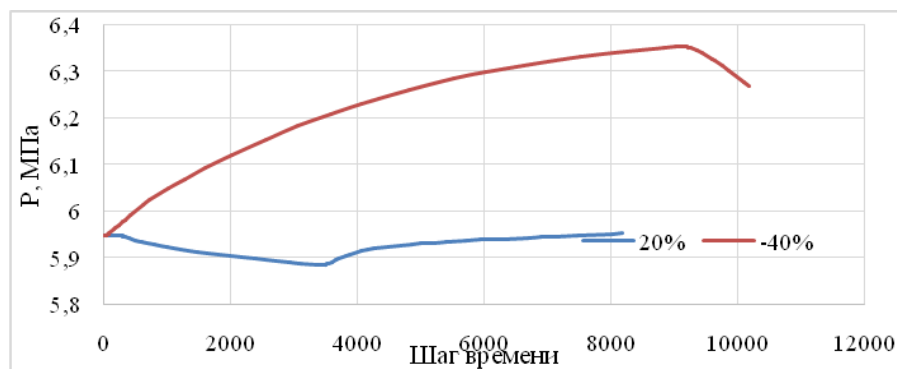


Рисунок Б.2.2 – Давление сырья, поступающего на установку в зависимости от времени

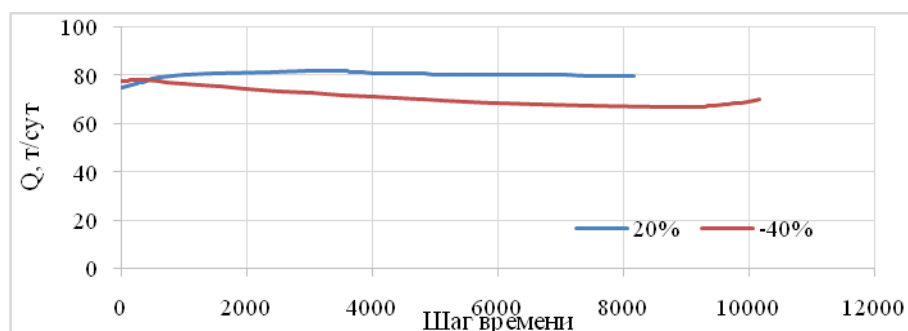


Рисунок Б.2.3 – Количество сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-1) в зависимости от времени

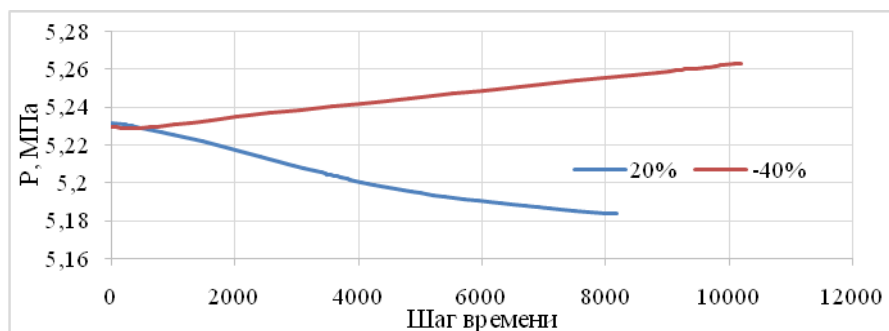


Рисунок Б.2.4 – Давление сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-1) в зависимости от времени

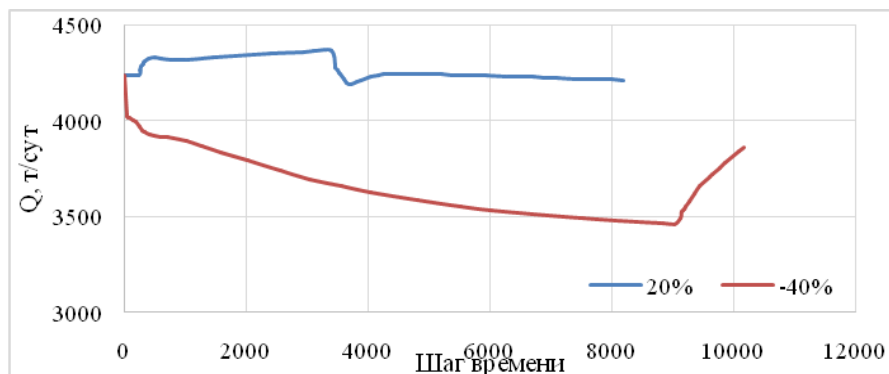


Рисунок Б.2.5 – Количество сырья, поступающего на вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

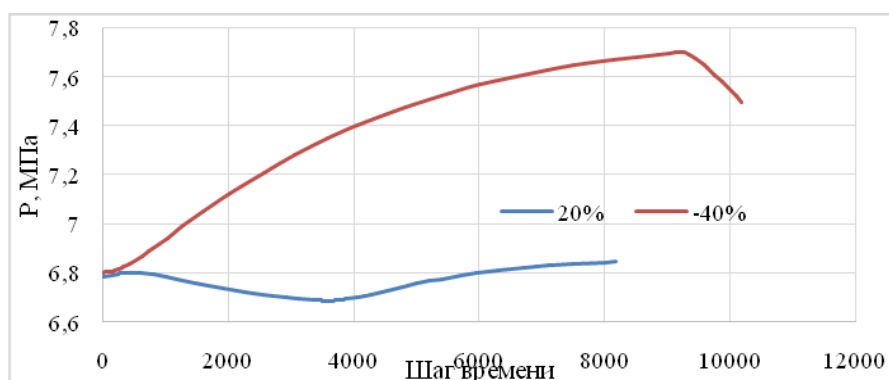


Рисунок Б.2.6 – Давление сырья, поступающего на вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

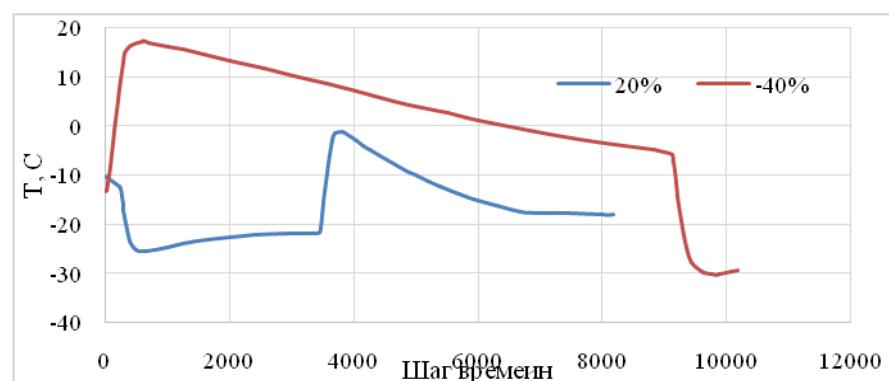


Рисунок Б.2.7 – Температура сырья, поступающего вторую ступень сепарации (С-2) в зависимости от времени

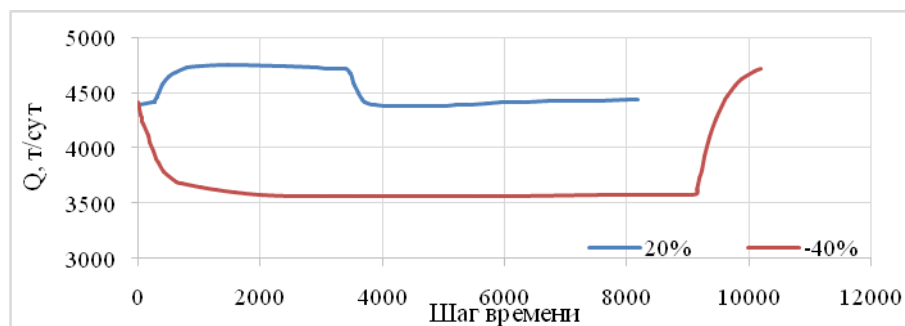


Рисунок Б.2.8 – Количество сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

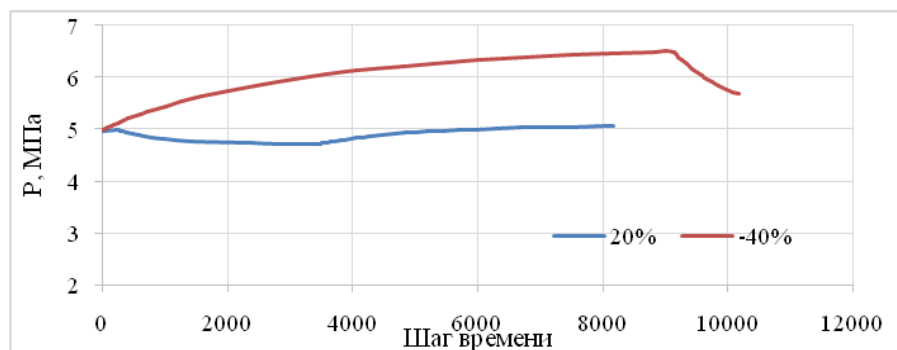


Рисунок Б.2.9 – Давление сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

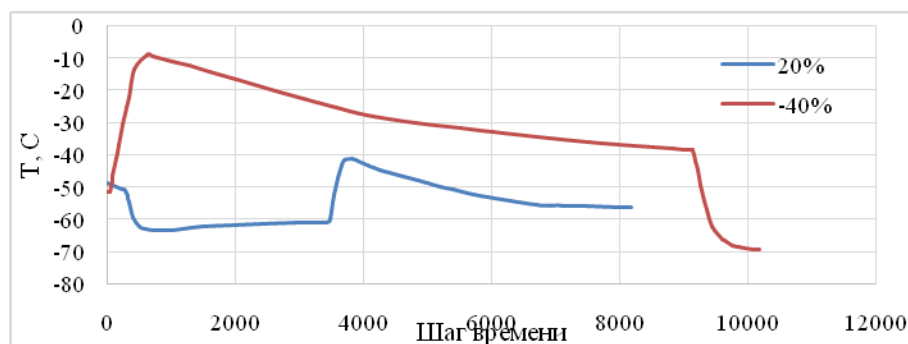


Рисунок Б.2.10 – Температура сырья, поступающего на третью ступень сепарации (С-3) в зависимости от времени

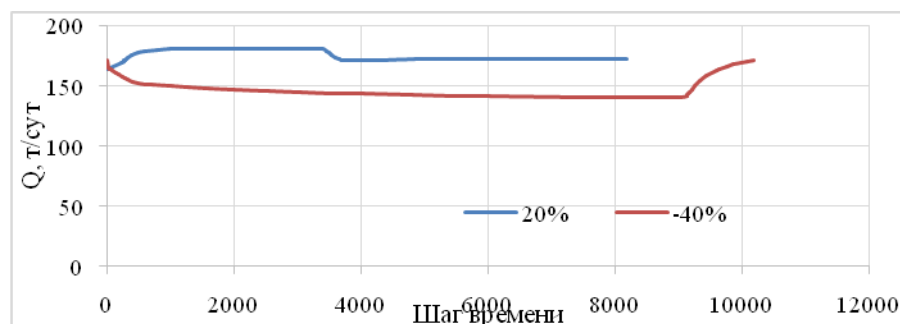


Рисунок Б.2.11 – Количество сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

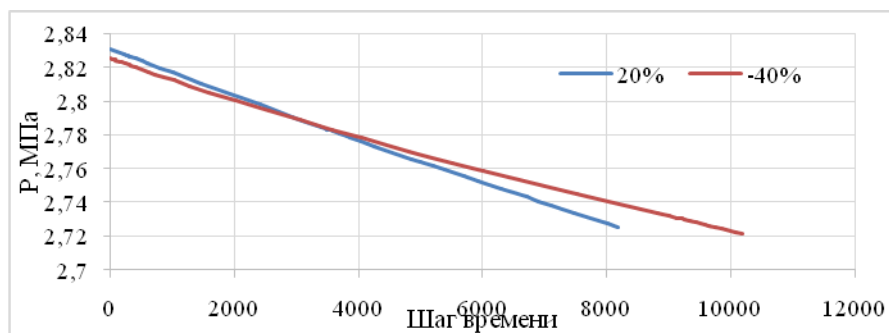


Рисунок Б.2.12 – Давление сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

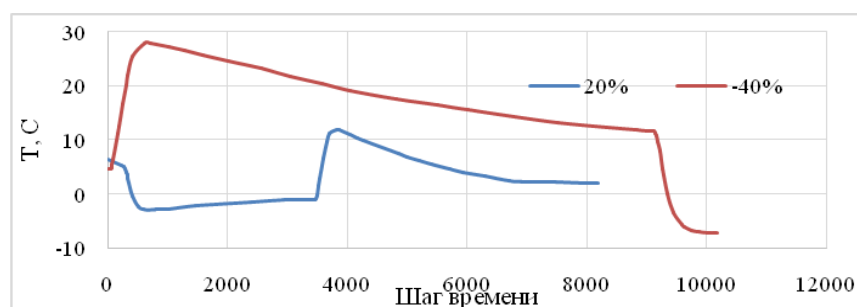


Рисунок Б.2.13 – Температура сырья, поступающего в разделитель жидкости (РЖ-2) в зависимости от времени

Приложение В – Интерфейс обучающего комплекса «Виртуальный промысел»

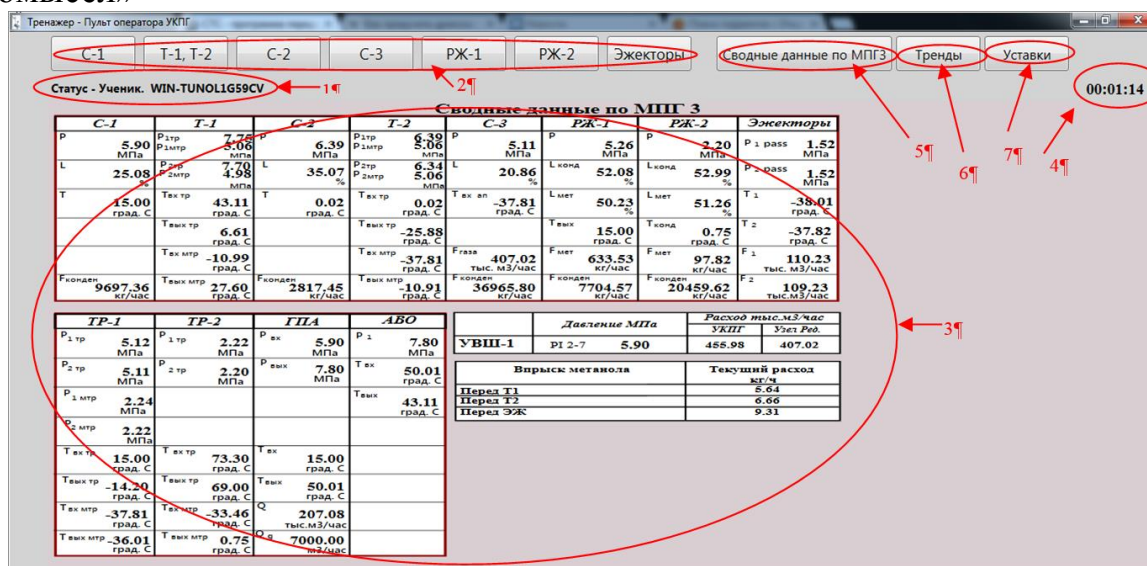


Рисунок В1 – Главное диалоговое окно программы «Виртуальный промысел»

1- статус и имя подключенного клиента; 2 - панель переключения между экранами управления основными аппаратами установки НТС; 3 - сводная таблица основных параметров аппаратов (температуры, давления); 4 - счетчик времени; 5–переход на главное диалоговое окно; 6 - переход к графическому представлению результатов расчетов; 7 - вызов диалогового окна с заданием уставок регулирующих клапанов аппаратов

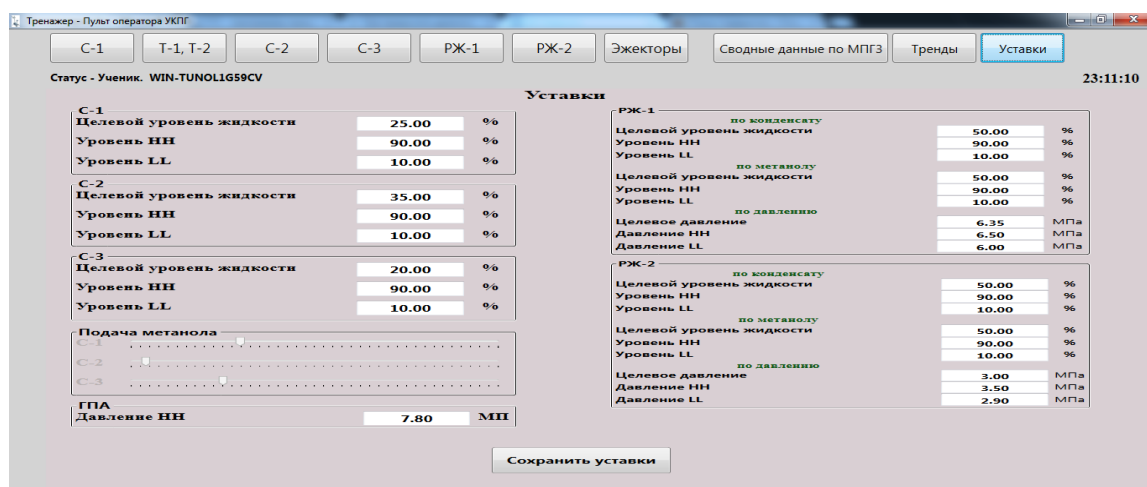


Рисунок В2 – Экран управления уставками

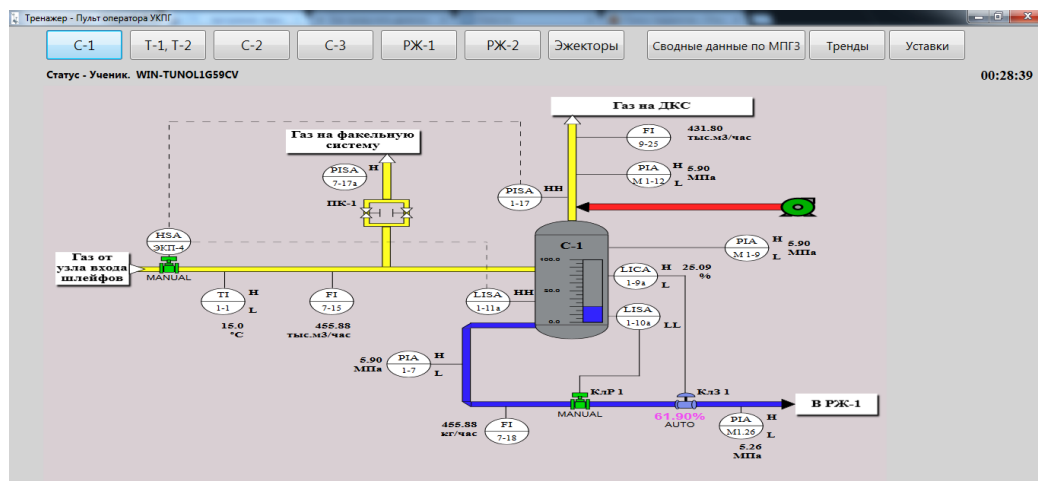


Рисунок В3 – Экран управления технологическими параметрами газового сепаратора первой ступени

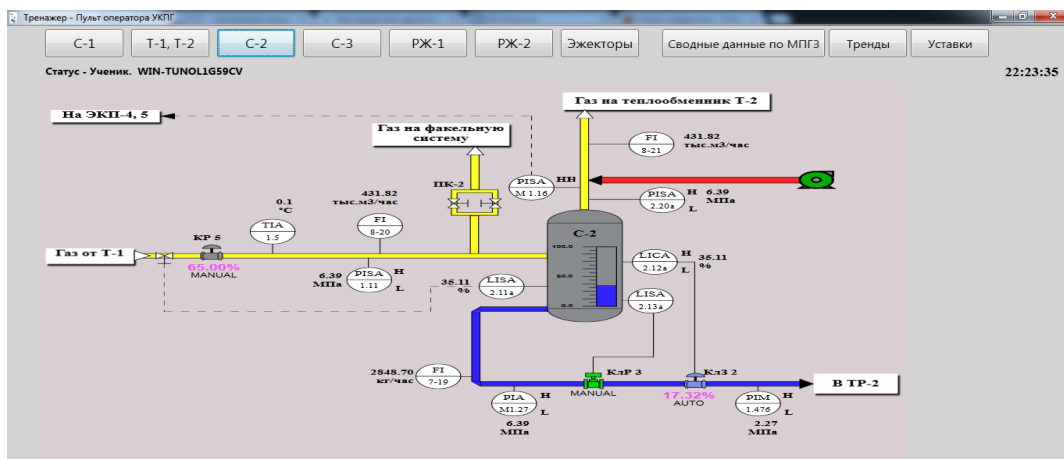


Рисунок В4 – Экран управления технологическими параметрами газового сепаратора промежуточной ступени

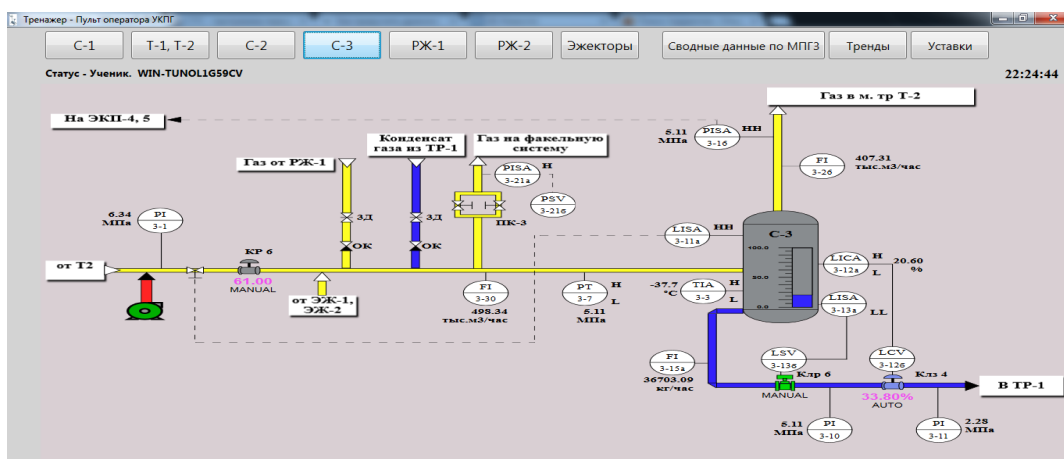


Рисунок В5 – Экран управления технологическими параметрами газового сепаратора конечной ступени

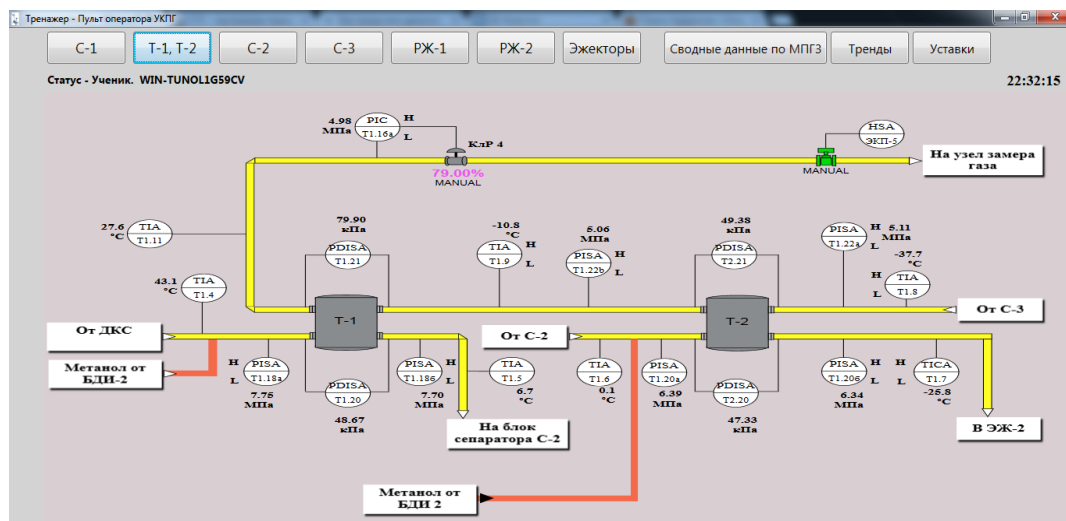


Рисунок В6 – Экран управления технологическими параметрами газовых теплообменников

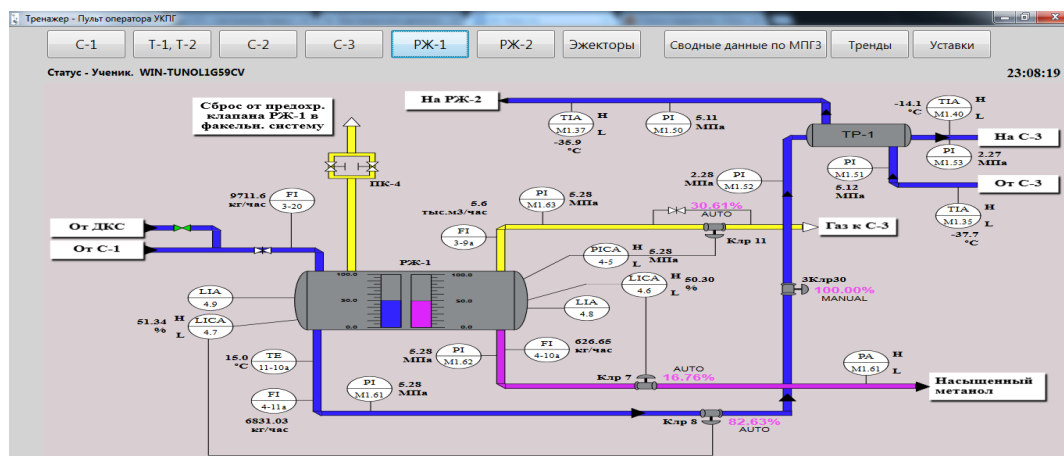


Рисунок В7 – Экран управления технологическими параметрами разделителя жидкости РЖ-1 и жидкостного теплообменника TP-1

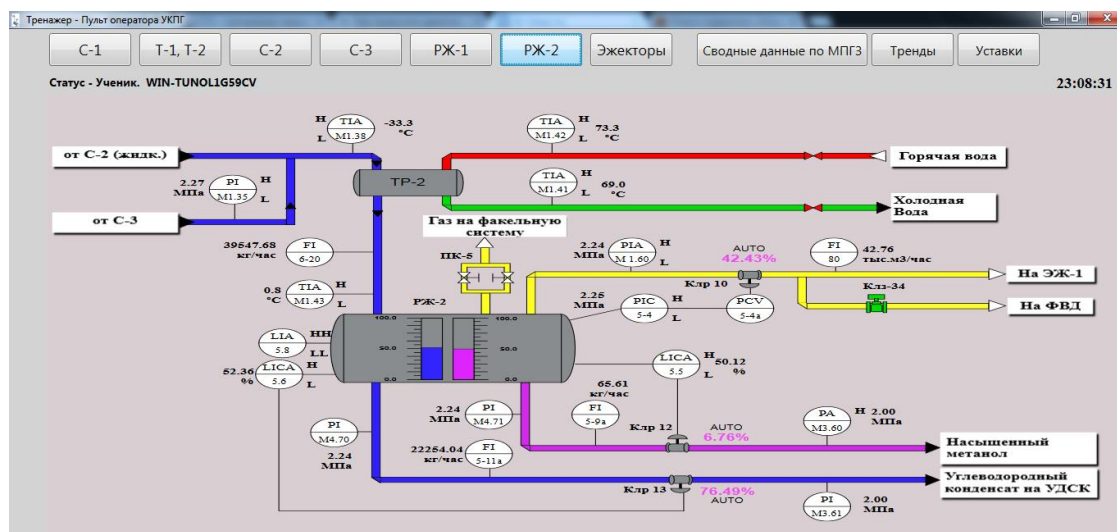


Рисунок В8 – Экран управления технологическими параметрами разделителя жидкости РЖ-2 и жидкостного теплообменника TP-2

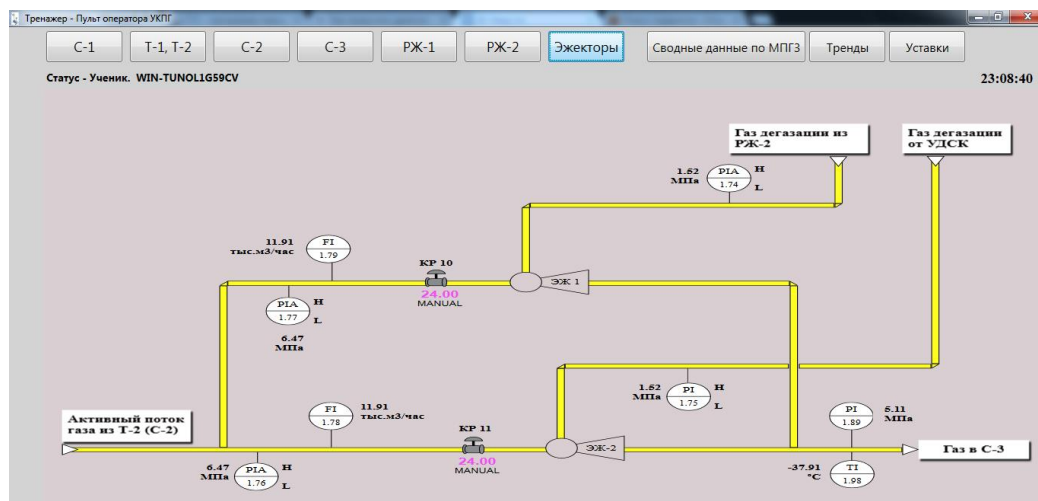


Рисунок В9 – Экран управления технологическими параметрами эжекторов ЭЖ-1, ЭЖ-2

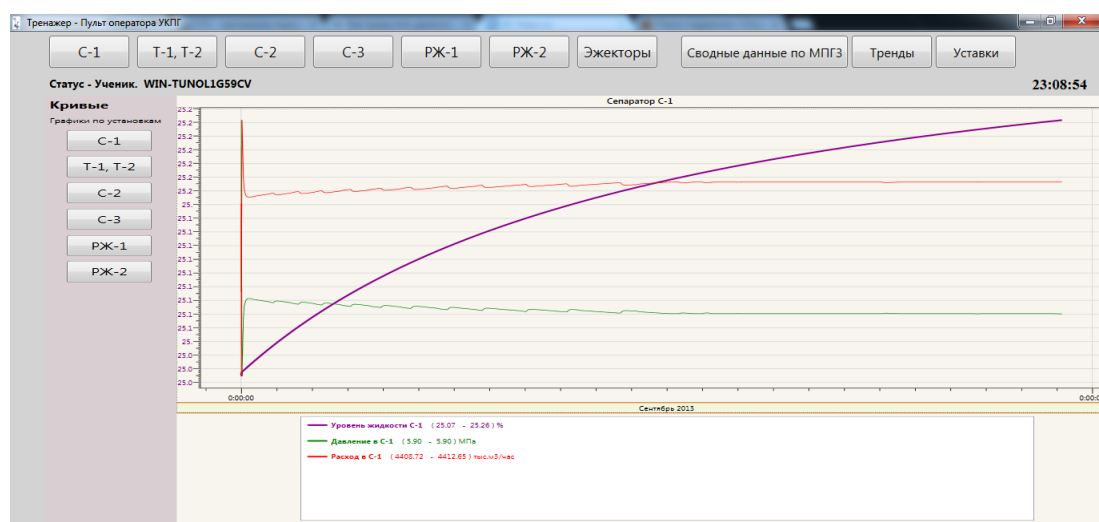


Рисунок В10 – Графическое представление изменения технологических параметров сепаратора первой ступени C-1 во времени

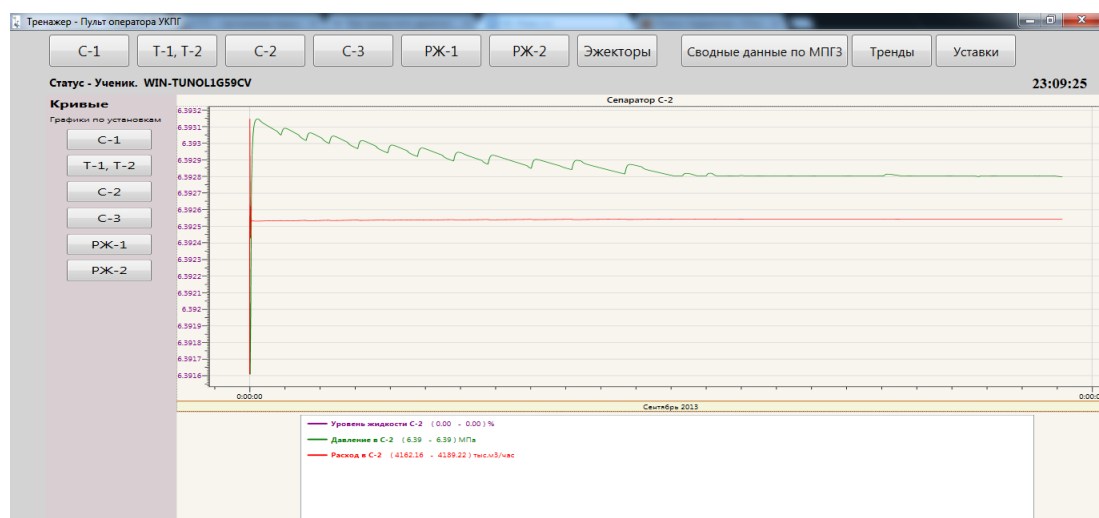


Рисунок В11 – Графическое представление изменения технологических параметров сепаратора второй ступени C-2 во времени

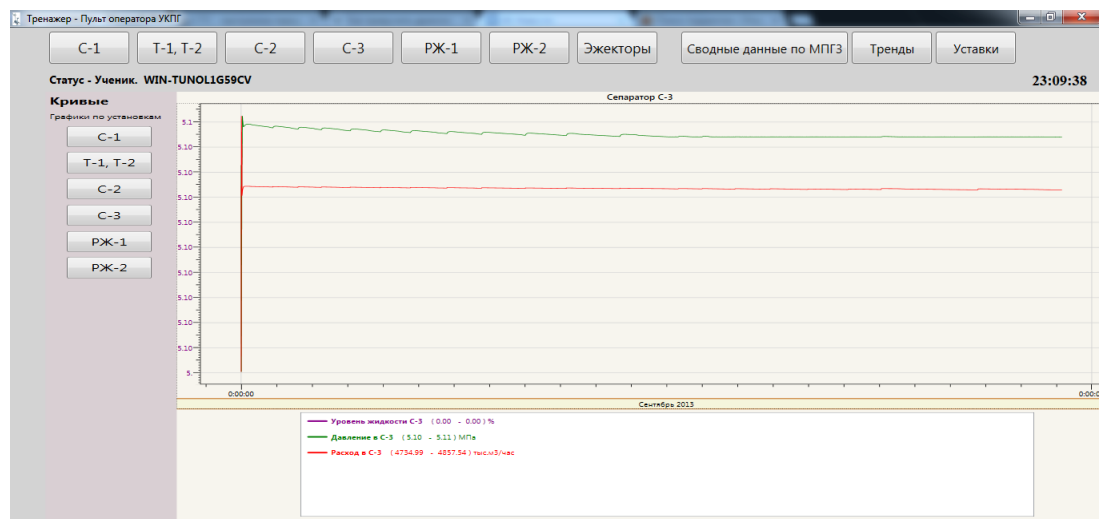


Рисунок В12 – Графическое представление изменения технологических параметров сепаратора третьей ступени С-3 во времени

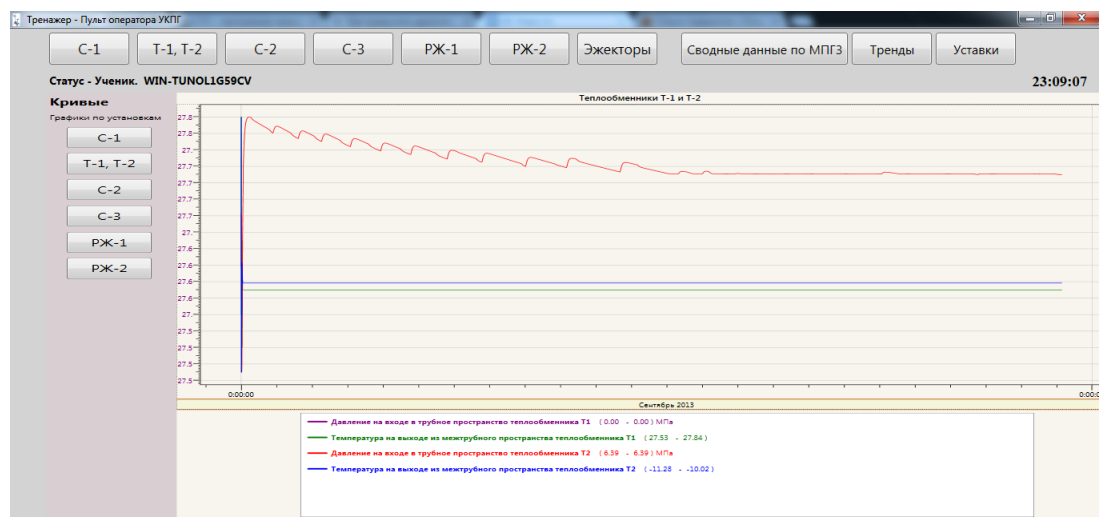


Рисунок В13 – Графическое представление изменения технологических параметров газовых теплообменников во времени

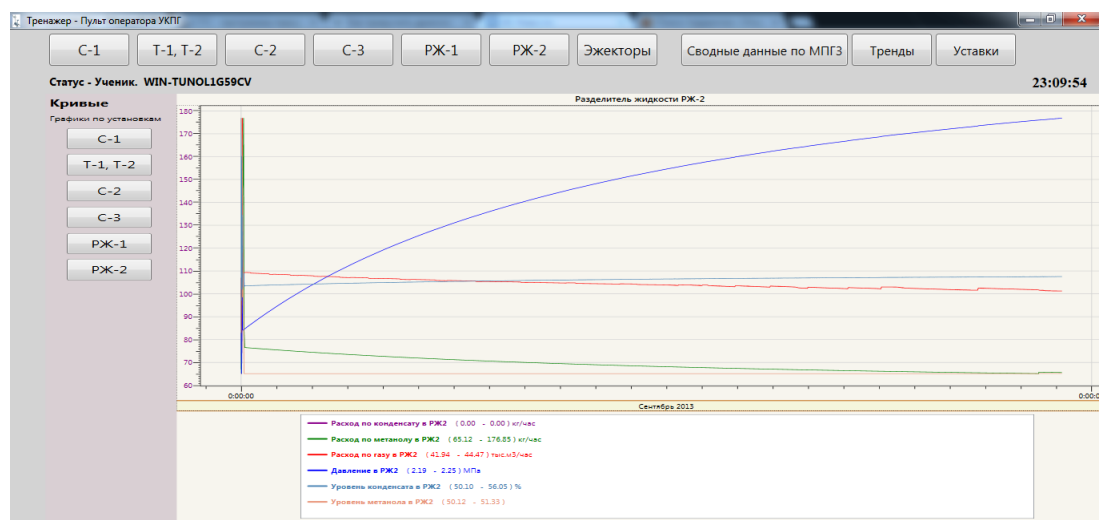


Рисунок В14 – Графическое представление изменения технологических параметров разделителя жидкости РЖ-2 во времени

АКТ апробации имитационной динамической модели «Виртуальный промысел»

Настоящий акт составлен в том, что имитационная динамическая модель для расчета параметров установки низкотемпературной сепарации, имитирующая работу установки в режиме реального времени, позволяющая проводить численные эксперименты по определению откликов параметров на управляющие и нештатные воздействия, опробована в ЗАО ПИРС. Компьютерная реализация представлена в клиент-серверной технологии. Имитационная динамическая модель разработана сотрудниками кафедры Химической технологии топлива и химической кибернетики национального исследовательского Томского политехнического университета. Компьютерная реализация выполнена совместно с сотрудниками кафедры Моделирования и системного анализа Томского государственного университета систем управления и радиоэлектроники.

Серверная часть представляет собой расчетный комплекс, в котором реализованы математические модели технологических объектов предприятий нефтегазовой промышленности. Каждая из них представляет собой модель отдельного технологического объекта, реализуемую на языке С# в виде динамически загружаемой библиотеки. На серверной части осуществляется расчёт установки, сформированной из выбранных моделей аппаратов, соединённых между собой в соответствии с технологической схемой, с передачей его результатов подключенным к серверу клиентам. Клиентская часть представляет собой АРМ, имеющий аналогичные функции с АРМом оператора технологической установки, с возможностью отображения и контроля дополнительных параметров с целью усиления возможностей по анализу работы установки. Авторские права на модели принадлежат сотрудникам кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики Национального исследовательского Томского политехнического университета (Писарев М.О., Долганов И.М.).

Имитационная математическая модель объектов предприятий нефтегазовой промышленности включает в себя детализированные модели отдельных аппаратов. Данная модель может быть широко использована при выполнении исследований работоспособности и безопасности технологических установок в рамках методик HAZOP/HAZID.

Клиентская часть реализована в системе виртуальных инструментов и приборов (СВИП). Работа клиентских частей происходит на базе системы «MARS-Engine». Указанные системы разработаны сотрудниками кафедры моделирования и системного анализа Томского государственного университета систем управления и радиоэлектроники при непосредственном участии доцента, к.т.н. Ганджи Т.В.

Заключение

Результатами, апробированными в ЗАО ПИРС и включенными в имитационную динамическую модель, предназначенную для анализа работы установки подготовки газа и подготовки операторов автоматизированных систем управления технологическими объектами предприятий нефтегазовой промышленности, являются:

- 1) расчетный комплекс, включающий модели технологических объектов предприятий нефтегазовой промышленности и разработанный научным коллективом кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики (ХТТХК) Национального исследовательского Томского политехнического университета (Писарев М.О., Долганов И.М.);
- 2) Автоматическое рабочее место оператора, позволяющее в режиме реального времени отслеживать изменение параметров системы и вносить управляющие воздействия (Писарев М.О., Долганов И.М.);
- 3) приложение «MARS-Engine», предназначенное для использования виртуальных инструментов и приборов, к классу которых относятся клиентские приложения имитационной динамической модели, осуществляющие сетевое взаимодействие с математическими моделями технологических объектов, анализ которых осуществляется на сервере. Данное приложение было реализовано доцентом Томского государственного университета систем управления и радиоэлектроники Ганджой Т.В.

Использование имитационной динамической модели в расчетах на устойчивость работы установки низкотемпературной сепарации позволит:

- производить более точную оценку принимаемых проектных решений при создании и модернизации установок низкотемпературной сепарации;
- учитывать динамические особенности работы установки НТС при составлении правил и ограничений, включаемых в регламент эксплуатации установки;
- определять оптимальные параметры работы установки низкотемпературной сепарации с учетом установления стационарного режима.

Со стороны ЗАО ПИРС

Директор ДКП

Ситников Д.А.

Подпись директора ДКП Ситникова Д.А. на утверждение.
Качественная ОЧП *Е.А. Ганджа* *Ганджова Е.В.*



Со стороны ТПУ

Директор ПКИ, аспирант

Писарев М.О.

Доц. Каф. ХТТХК, к.т.н.

Долганов И.М.

Со стороны ТУСУР

Зав. каф. МиСА, д.т.н., проф.

Дмитриев В.М.

Доц. Каф. МиСА, к.т.н.

Ганджа Т.В.

Приложение Д – Акт об использовании результатов работы в учебном процессе

УТВЕРЖДАЮ

Директор Института природных ресурсов

Дмитриев А.Ю.

Кандидат технических наук



2016 г.

АКТ

об использовании в учебном процессе результатов диссертационной работы Писарева М.О. «Оптимизация процесса разделения углеводородов в аппаратах установки низкотемпературной сепарации газа в динамических условиях»

В процессе исследований были выявлены закономерности изменения параметров системы промышленной осушки газа в динамических условиях, вызванных внешними и управляющими воздействиями. Создана имитационная модель, на базе которой разработан компьютерный тренажер, имитирующий работу установки подготовки газа и позволяющий отрабатывать навыки управления установкой и реагирования на нештатные ситуации для предотвращения аварий и поддержания требуемых параметров осушенного газа.

Настоящим подтверждаем, что основные результаты исследований внедрены в образовательные курсы Томского политехнического университета на кафедре химической технологии топлива и химической кибернетики по подготовке бакалавров по направлениям «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии», «Химическая технология», магистров (программы «Химическая технология топлива и газа», «Процессы и аппараты химической технологии») и аспирантов (специальность 05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий).

Теоретические основы построения математических моделей использованы при изложении разделов дисциплин «Переработка нефти и газа», «Инновационное развитие химической технологии природных энергоносителей».

Зав. кафедрой
химической технологии топлива
и химической кибернетики,
к.т.н.

 Юрьев Е.М.