

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования «Самарский государственный технический
университет»

На правах рукописи

КОНОВАЛЕНКО Денис Владимирович



**АДАПТИВНАЯ СИСТЕМА ПОДДЕРЖАНИЯ КАЧЕСТВА
ПОДГОТОВКИ НЕФТИ К ТРАНСПОРТИРОВКЕ**

Специальность 2.3.3. Автоматизация и управление технологическими
процессами и производствами

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель:

д.т.н., доцент

Коньгин Сергей Борисович

Самара – 2021

СОДЕРЖАНИЕ

Введение.....	5
1 Современное состояние технологии подготовки нефти к транспортировке.....	11
1.1 Основные требования, предъявляемые к товарной нефти.....	11
1.2 Производственные факторы, приводящие к нестабильной работе установок подготовки нефти.....	15
1.3 Основные подходы к повышению стабильности качества подготовки нефти.....	17
1.3.1 Повышение стабильности качества подготовки нефти путем совершенствования технологического процесса.....	17
1.3.2 Улучшение контроля качества подготовки нефти путем оснащения установок индивидуальными химическими лабораториями.....	19
1.3.3 Улучшение контроля качества подготовки нефти за счет применения проточных анализаторов.....	19
1.3.4 Повышение стабильности качества подготовки нефти путем совершенствования АСУТП.....	20
1.4 Основные этапы развития АСУТП в нефтяной промышленности.....	21
1.5 Основные специализированные программные продукты для математического моделирования технологических процессов в нефтяной промышленности.....	30
1.6 Специфика математического моделирования установок подготовки нефти с помощью специализированных программных продуктов.....	34
1.7 Выводы по первой главе.....	38
2 Разработка автоматизированной адаптивной системы поддержания качества подготовки нефти к транспортировке.....	39
2.1 Анализ установки подготовки нефти как объекта управления.....	39

2.2 Структурная схема автоматизированной адаптивной системы	44
поддержания качества подготовки нефти к транспортировке.....	50
2.3 Выводы по второй главе.....	
3 Математическое и программное обеспечение работы разработанной	51
адаптивной системы поддержания качества.....	
3.1 Модель смещения с запаздыванием для определения состава нефти,	51
поступающей на подготовку.....	
3.2 Математическая модель стационарного режима работы установки	53
подготовки нефти.....	
3.3 Алгоритмы математического моделирования процесса подготовки	59
нефти.....	
3.4 Программная реализация адаптивной системы поддержания	70
качества.....	
3.5 Алгоритмы идентификации параметров математической модели по	
контролируемым косвенным параметрам технологического	79
процесса.....	79
3.5.1 Постановка задачи параметрической идентификации.....	
3.5.2 Параметрическая идентификация математической модели	80
сепаратора.....	
3.5.3 Параметрическая идентификация математической модели	82
теплообменника.....	
3.6 Учет временного запаздывания при корректировке параметров	84
технологического процесса.....	
3.7 Методика определения рекомендуемых параметров	91
технологического режима.....	92
3.8 Выводы по третьей главе.....	
4 Результаты работы адаптивной системы поддержания качества для	93
типовой установки подготовки нефти.....	
4.1 Результаты параметрической идентификации математической	93
модели типовой установки подготовки нефти.....	

4.2 Применение адаптивной системы поддержания качества для	105
корректировки расхода реагента для нейтрализации сероводорода	109
4.3 Оценка влияния погрешности контрольно-измерительных приборов	118
на точность прогнозирования показателей качества.....	118
4.4 Выводы по четвертой главе.....	119
Заключение.....	120
Список обозначений и сокращений.....	123
Список литературы.....	135
Приложение А. Сведения об использовании результатов работы.....	

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования. Развитие современной промышленности тесно связано с интеграцией в системы автоматизации и управления технологическими процессами математических моделей. Актуальность направления обусловлена возможностью значительного повышения эффективности и экономических показателей производства.

Интеграция математических моделей в АСУТП актуальна и для нефтяной промышленности, так как это позволит решить ряд производственных проблем. В частности, подготовка нефти на нефтедобывающих предприятиях связана с проблемой обеспечения давления насыщенных паров и содержания сероводорода H_2S в товарной нефти, отправляемой на транспортировку. Это обусловлено тем, что каждая установка подготовки нефти принимает смесь нефтей, поступающих с большого количества скважин. Объем добычи каждой скважины постоянно изменяется во времени из-за нестабильности нефтеотдачи пласта и периодического выхода из строя добывающего оборудования. С учетом того, что химические составы разрабатываемых пластов различны, состав суммарной нефти, поступающей на подготовку, также постоянно меняется. Поэтому параметры технологического режима работы установки подготовки нефти должны постоянно корректироваться под текущий состав нефти.

Однако в настоящее время эта задача не полностью решена в силу следующих причин:

- 1) анализ нефти производится специализированными лабораториями, создание которых в промысловых условиях затруднено или невозможно;
- 2) проведение анализа нефти требует значительных временных затрат, что исключает возможность оперативного управления технологических процессов ее подготовки;
- 3) вопрос о выборе параметров технологического режима на основе химического состава нефти решается на уровне проектных институтов, что

также исключает возможность оперативного управления технологическим процессом.

Нерешённость этой задачи приводит к двум основным производственным издержкам:

1) в случае, когда давление насыщенных паров нефти и/или содержание H_2S увеличиваются выше нормативных значений, в систему транспорта поступает нефть, не соответствующая стандарту;

2) в обратном случае происходят существенные потери углеводородов с попутным нефтяным газом или перерасход химического реагента, используемого для нейтрализации сероводорода.

В диссертации для решения указанной задачи предлагается дооснастить действующую АСУТП установки подготовки нефти дополнительной подсистемой. Она содержит в своем составе адаптивную систему поддержания качества, которая с помощью функционально-ориентированной идентифицируемой математической модели прогнозирует качество подготовки нефти и при необходимости выдает рекомендации лицу, принимающему решения, по корректировке управляющих воздействий.

Степень разработанности темы. Решению вопросов, связанных с обеспечением качества промысловой подготовкой нефти, уделялось большое внимание как крупными научно-исследовательскими и проектными институтами («Гипровостокнефть», «ТатНИПИнефть» и др.), так и отдельными исследователями (Тронов В.П., Лутошкин Г.С., Каспарьянц К.С., Григорян Л.Г., Лесухин С.П., Ибрагимов М.Г., Abdel-Aal, НК., Fozekosh D.I., Gong Z.Q. и др.) Однако направление их работ, в основном, связано с технологическими решениями.

В последнее время появляются работы по совершенствованию автоматизации отдельных процессов, входящих в технологию подготовки нефти, выполняемые как отдельными исследователями (Семенов А.Д., Ицкович Э.Л., Рогачев Г.Н., Якимов В.Н., Shinskey, F. G., McMillan G. K., Артюшкин И.В. и др.), так и крупными зарубежными компаниями (Honeywell International Inc., Yokogawa Electric Corporation). Однако вопросы

автоматизированного поддержания качества подготовки нефти в целом в настоящий момент практически не разработаны.

Целью является создание автоматизированной адаптивной системы стабилизации качества товарной нефти для установок ее подготовки, позволяющей повысить стабильность показателей качества продукции.

Поставленная цель достигается решением следующих основных **задач**:

- 1) анализ технологического процесса подготовки нефти как объекта управления;
- 2) разработка идентифицируемой, функционально-ориентированной на использование в АСПК, математической модели процесса подготовки нефти, связывающей показатели качества товарной продукции с параметрами добываемой нефти, технологического режима и оборудования установки;
- 3) разработка и опытно-промышленное использование автоматизированной адаптивной системы стабилизации качества подготовки нефти с идентифицируемой функционально-ориентированной математической моделью.

Объектом исследования является технологический процесс промысловой подготовки нефти, а предметом исследования является стабильность качества товарной нефти.

Научная новизна работы заключается в следующем:

- 1) разработана функционально-ориентированная на использование в АСПК математическая модель процесса подготовки нефти, отличающаяся от известных ориентацией на параметрическую идентификацию по контролируемым косвенным параметрам технологического процесса и эпизодической уточняющей коррекцией по результатам лабораторных анализов;
- 2) разработана новая методика определения химического состава подготавливаемой нефти по косвенным контролируемым параметрам, отличающаяся от известных использованием идентифицируемой функционально-ориентированной на использование в АСПК математической модели смешения нефтей;

- 3) разработана автоматизированная адаптивная система управления процессом подготовки нефти, отличающаяся наличием в контуре управления по возмущающим воздействиям идентифицируемой функционально-ориентированной математической модели и реализацией контура главной обратной связи по отклонению регулируемой величины командами оператора.

Теоретическая и практическая значимость работы заключается в том, что созданная адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к транспортировке:

- 1) обеспечивает непрерывный мониторинг качества подготовки нефти в периодах между его лабораторными анализами;
- 2) снижает риск поступления некондиционной нефти в систему транспорта;
- 3) предотвращает потери углеводородов с попутным нефтяным газом и перерасход реагента на нейтрализацию сероводорода;
- 4) обеспечивает возможность оценки показателей работы сепарационного и теплообменного оборудования установки подготовки нефти.

Методология и методы исследования. При решении поставленных в диссертационной работе задач использовались методы теории автоматического управления, методы математического моделирования, методы численного решения дифференциальных уравнений, методы идентификации и аппроксимации. Численное решение задач осуществлялось на основе методов математического и компьютерного моделирования в программном комплексе «МиР ПиА Процесс».

Положения, выносимые на защиту:

- 1) функционально-ориентированная на использование в АСПК математическая модель процесса подготовки нефти, отличающаяся от известных ориентацией на параметрическую идентификацию по контролируемым косвенным параметрам технологического процесса и эпизодической уточняющей коррекцией по результатам лабораторных анализов;
- 2) методика определения химического состава подготавливаемой нефти по косвенным контролируемым параметрам, отличающаяся от известных

использованием идентифицируемой функционально-ориентированной на использование в АСПК математической модели смещения нефтей;

- 3) автоматизированная адаптивная система управления процессом подготовки нефти, отличающаяся наличием в контуре управления по возмущающим воздействиям идентифицируемой функционально-ориентированной математической модели и реализацией контура главной обратной связи по отклонению регулируемой величины командами оператора.

Степень достоверности и апробация результатов. Достоверность полученных результатов обеспечивается корректным использованием математического аппарата и соответствием результатов фундаментальным физическим закономерностям, а также подтверждается результатами опытно-промышленного использования.

Основные научные положения и результаты диссертационной работы были представлены и обсуждались на Международной конференции «Ашировские чтения» (Туапсе, 2019), на Международной научной конференции «Приоритетные направления инновационной деятельности в промышленности» (Казань, 2020), Международной научно-практической конференции «EurasiaScience» (Москва, 2020).

Соответствие паспорту специальности. Диссертационная работа соответствует паспорту специальности «Автоматизация и управление технологическими процессами и производствами.»

Реализация научных исследований. Полученные в работе результаты использованы при моделировании действующих установок подготовки нефти АО «Самаранефтегаз», внедрены для обеспечения стабильности качества продукции на опытной установке ООО НПФ «Изомер», внедрены при проектировании установки подготовки нефти в ООО «ЭКО-технологии плюс», внедрены в программу повышения квалификации специалистов нефтегазового производства ЧОУ ДПО «МИПО», внедрены в учебный процесс по направлению 15.03.04 «Автоматизация технологических процессов и производств», 12.04.01 «Приборостроение» в ФГБОУ ВО «СамГТУ».

Публикации. Основные результаты по теме диссертации изложены в 9 печатных публикациях (общий объем 50 стр.), 4 из которых изданы в журналах, рекомендованных ВАК, 1 – в журнале, индексируемом зарубежной базой Scopus, 4 – в трудах конференций.

Личный вклад автора. В работах [1, 5, 7-9], опубликованных в соавторстве, автору принадлежат схема АСПК, математическая модель процесса подготовки нефти, результаты моделирования. В работе [3] автору принадлежит методика тестирования данных по теплофизическим свойствам веществ. В работе [4] автору принадлежит методика идентификации величины термических загрязнений теплообменного оборудования. В работе [6] автору принадлежит модель смешения нефтей. Работа [2] написана единолично.

Структура и содержание диссертации. Диссертация состоит из введения, четырех глав и заключения, изложенных на 139 страницах машинописного текста, содержит 54 рисунка, 12 таблиц, список литературы из 103 наименований и 1 приложение.

1 СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ К ТРАНСПОРТИРОВКЕ

1.1 Основные требования, предъявляемые к товарной нефти

Сырая нефть, добываемая из скважин, еще не является товарной продукцией, так как в ее составе содержится значительное количество пластовой воды, попутного нефтяного газа, твердые механические частицы и другие вредные примеси [1, 2].

Содержащаяся в нефти вода характеризуется высокой минерализацией с концентрацией растворенных солей, достигающей до 300 г/л [1, 2]. Как правило, это хлоридно-натриевые, хлоридно-кальциевые и гидрокарбонатно-натриевые соли [2]. В этой связи минеральная вода с такой концентрацией солей вызывает повышенное коррозионное разрушение труб, резервуаров и другого технологического оборудования [1]. Кроме того, на поздних стадиях разработки месторождений содержание пластовой воды в нефти может достигать 80%, что значительно увеличивает общий объем жидкости и, как следствие, влечет за собой существенные дополнительные расходы на транспортировку [3, 4].

Твердые частицы, выносимые потоком нефти из скважины, являются грубым абразивом и приводят к быстрому механическому износу насосного оборудования и трубопроводов [4].

Неизбежной составляющей при добыче нефти является растворенный в ней попутный нефтяной газ. В его состав, главным образом, входят метан, этан, пропан, бутан, изобутан и незначительное количество более тяжелых углеводородов. Данные компоненты также являются ценным сырьем, однако их максимальное содержание в товарной нефти ограничивается нормативными значениями [5]. Это связано с тем, что содержание растворенного газа в нефти напрямую влияет на такой важный показатель, как давление ее насыщенных паров. Необходимость нормирования этого показателя вызвана, в первую очередь, опасностью образования паровых пробок в системе транспортных трубопроводов, а также повышенной взрыво-

и пожароопасностью таких сред [4]. Помимо этого, растворенный в нефти газ снижает вязкость и однородность перекачиваемого потока, что неблагоприятным образом сказывается на работе насосного оборудования. Кроме того, содержащиеся в нефти пузырьки газа приводят к кавитационному разрушению лопаток насосов [4].

Весьма вредным химическим соединением, содержащимся в добываемой нефти, является сероводород [3]. Во-первых, он представляет собой сильнейший яд, который при утечках может привести к отравлению людей. Во-вторых, опасностью является то, что при контакте с водой и при высоких температурах сероводород вступает в реакцию с металлом оборудования, вызывая его коррозионное разрушение [3].

Все вышесказанное приводит к тому, что сегодня показатели товарной нефти, поставляемой транспортным организациям, предприятиям Российской Федерации и на экспорт, регламентируются государственным стандартом ГОСТ 51858-2002 «Нефть. Общие технические условия» [6]. Данный государственный стандарт допускает содержание выше указанных примесей в строго ограниченных количествах. Так, например, остаточное содержание пластовой воды в нефти, поступающей на транспортировку должно быть менее 1% масс. Допускаемое давление насыщенных паров товарной нефти не должно превышать 66,7 кПа (500 мм.рт.ст.), а содержание сероводорода в ней находится в пределах 20 ppm [7-9]. Поэтому перед отправкой на транспорт добытая нефть направляется на установку подготовки для доведения данных показателей до регламентных значений [10-13]. В настоящее время существует большое количество различных технологий подготовки нефти, учитывающих специфику химического состава и свойств последних [14-18]. Тем не менее, большинство из них базируется на классической схеме установки подготовки нефти, показанной на рисунке 1 [1].

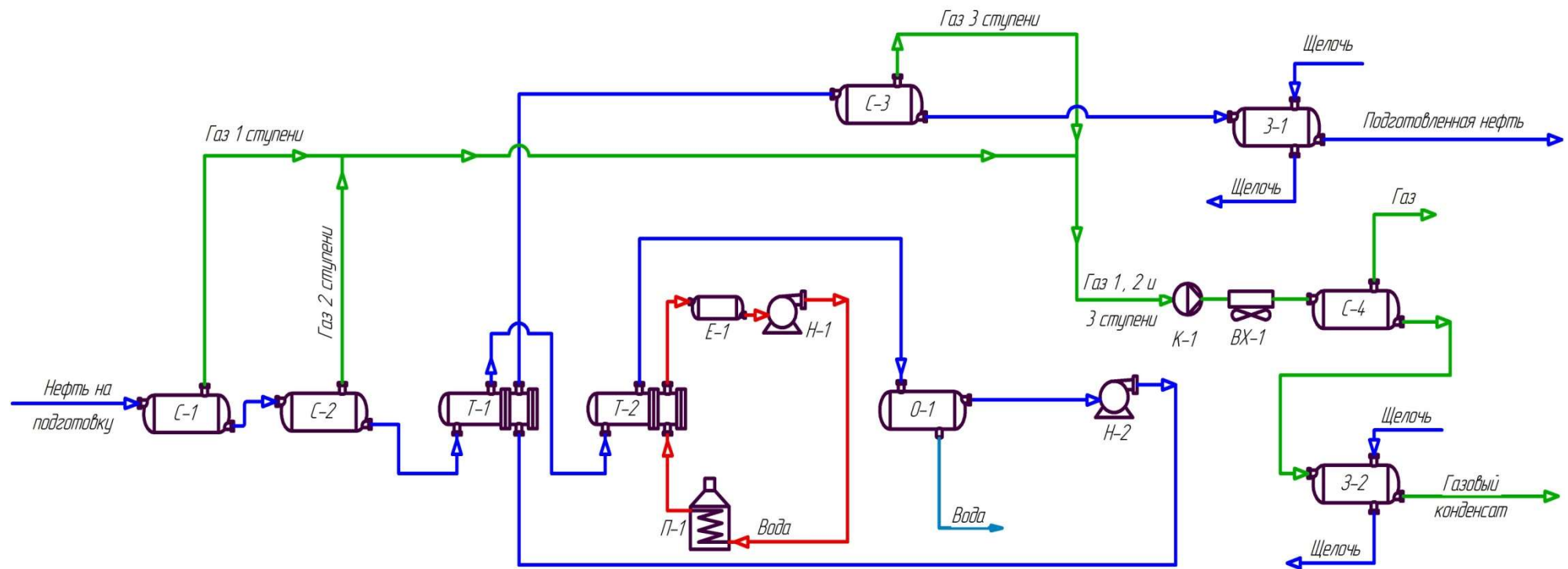


Рисунок 1.1 – Технологическая схема установки подготовки нефти

Нефть, подготавливаемая по данной схеме, проходит три ступени сепарации газа С-1, С-2 и С-3, на которых последовательно снижается давление. С каждой последующей ступенью остаточное газосодержание уменьшается, что приводит к снижению давления насыщенных паров нефти и содержания сероводорода в ней. Для достижения нормативного значения давления насыщенных паров (500 мм.рт.ст.) перед концевой ступенью сепарации предусмотрен нагрев нефти в теплообменниках Т-1 и Т-2, приводящий к увеличению испарения легких углеводородов. Для обеспечения безопасности на установке нагрев осуществляется с помощью промежуточного теплоносителя, в качестве которого чаще всего используется вода. Ее нагрев производится в печи П-1, а циркуляция обеспечивается насосом Н-1, откачивающим жидкость из расширительной емкости Е-1. Непосредственно после нагрева нефти происходит отделение пластовой воды в отстойнике О-1, так как нагрев водонефтяной эмульсии приводит к снижению ее вязкости и интенсификации процесса отстаивания. Если в качестве отстойников используются резервуары, то дальнейшее перемещение жидкости производится насосом Н-2. Образующийся попутный нефтяной газ сжимается в компрессоре К-1, охлаждается в холодильнике ВХ-1, после чего газовый конденсат отделяется в сепараторе С-4. Доведение остаточного содержания сероводорода в нефти и в газовом конденсате до нормативных требований осуществляется с помощью его нейтрализации химическим реагентом (например, щелочью), которая проводится в емкостях З-1 и З-2.

Обеспечение требуемых показателей качества продукции достигается за счет регулирования двух параметров процесса: температуры теплоносителя на выходе из печи и расходов нейтрализатора, подаваемых в емкости.

1.2 Производственные факторы, приводящие к нестабильной работе установки подготовки нефти

На практике обеспечить стабильное поддержание показателей качества товарной нефти достаточно сложно [1]. Причины существования этой проблемы заключаются в следующем.

Первая причина заключается в том, что химический состав и объемы поступающей на установку подготовки нефти могут существенно меняться во времени [1]. Такая ситуация закономерно вытекает из самой структуры системы сбора и подготовки нефти, когда на установку подготовки приходит смесь нефтей с различных горизонтов добычи [1, 2]. Схематично это представлено на рисунке 1.2.

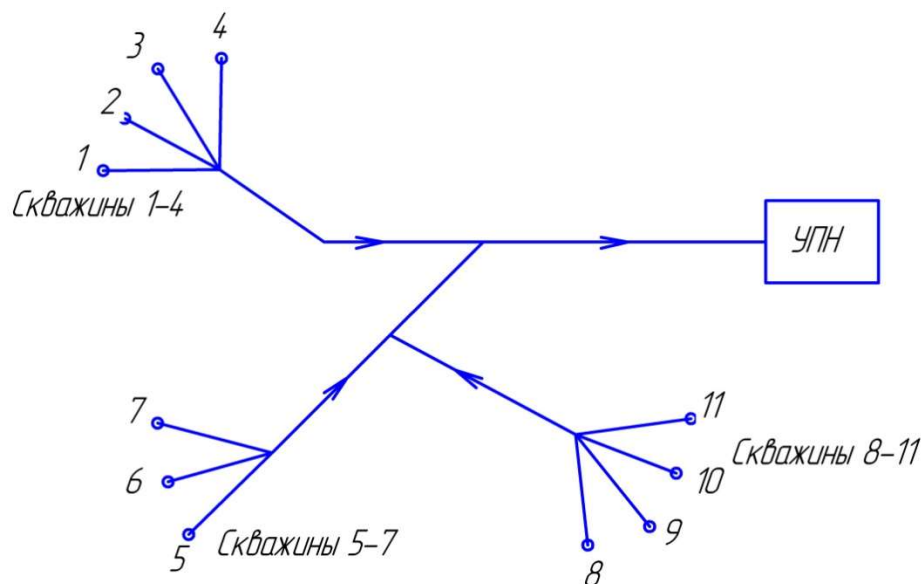


Рисунок 1.2 – Схематичное изображение системы сбора и подготовки нефти

Нефти, добываемые из различных скважин, зачастую значительно отличаются между собой по химическому составу (соответственно, и по количеству растворенных в них газов и содержанию сероводорода) [7-9]. Поэтому состав и свойства суммарного потока, приходящего на подготовку, будут зависеть от соотношения дебитов нефтей между скважинами. Ключевым моментом здесь является то, что дебиты отдельных скважин могут существенно меняться во времени. Это происходит как по технологическим

причинам, так и при прекращении добычи нефти в связи с поломками оборудования, приводящими к остановке на ремонт.

Нефтедобывающие скважины зачастую находятся на значительном удалении как друг от друга, так и от установки подготовки, что порождает ситуацию, когда точно неизвестно, какой химический состав имеет нефть, поступающая в данный момент времени на подготовку.

В такие моменты, несмотря на ответственность и профессиональную компетентность специалистов установки подготовки нефти, возможно получение продукции, параметры которой не соответствуют нормативным требованиям.

Вторая причина, по которой трудно поддерживать качество подготовки нефти, заключается в том, что в настоящее время на действующих промышленных объектах практически отсутствуют приборы для его непрерывного контроля. Поэтому контроль качества подготовленной нефти осуществляется в специализированных лабораториях на основе отобранных на производстве проб. Проблема усугубляется тем, что проведение данных химических анализов занимает определенное время, а сами установки подготовки нефти зачастую располагаются вдали от населенных пунктов. В итоге в интервале между заборами контрольных проб может подготавливаться и попадать в систему транспорта значительное количество нефти ненадлежащего качества.

Третьей причиной является тот факт, что проведенный химический анализ позволяет выявить брак в подготовке нефти, но не дает прямого ответа технологическому персоналу на вопрос, какие действия необходимо предпринять в том или ином случае. В настоящее время для его решения, как правило, прибегают к помощи проектных институтов, специалисты которых проводят моделирование установки подготовки нефти для нового состава поступающего сырья и принимают решения о корректировке параметров технологического режима. Очевидно, что этот процесс требует существенных временных и финансовых затрат.

В связи с вышесказанным задача по поддержанию качества получаемой товарной нефти на настоящий момент является актуальной.

1.3 Основные подходы к повышению стабильности качества подготовки нефти

1.3.1 Повышение стабильности качества подготовки нефти путем совершенствования технологического процесса

Для доведения показателей качества товарной нефти до нормативных значений в настоящее время чаще всего используются либо корректировка технологического режима установки, либо модернизация самой технологической схемы производства [19-21].

Наиболее простым путем является изменение параметров режима работы установки, к которым, прежде всего, относятся температура нефти на последней ступени сепарации и расходы реагента на нейтрализацию сероводорода в нефти и конденсате. Постоянно удерживая температуру нефти и расход реагента на несколько завышенном уровне, можно заметно снизить вероятность и даже совсем исключить проскок нефти не соответствующего качества в транспортную систему. Однако такой подход является крайне невыгодным с экономической точки зрения. Во-первых, повышаются прямые затраты на нагрев большого количества нефти. Во-вторых, при повышенной температуре вместе с газом происходит значительное испарение легких углеводородов из нефти, что приводит к общему снижению объемов подготовленной нефти и ухудшению качества газового конденсата, который сегодня является ценным сырьем для газоперерабатывающих заводов [5].

Другим путем является проведение процесса подготовки нефти по альтернативной технологической схеме. В нем, например, вместо третьей ступени сепарации могут применяться стабилизационные колонны [16]. В этих колоннах с помощью процесса ректификации можно более четко отделить газовую составляющую и сократить потери углеводородов из нефти.

Пример такой схемы подготовки нефти с использованием колонны стабилизации показан на рисунке 1.3 [16].

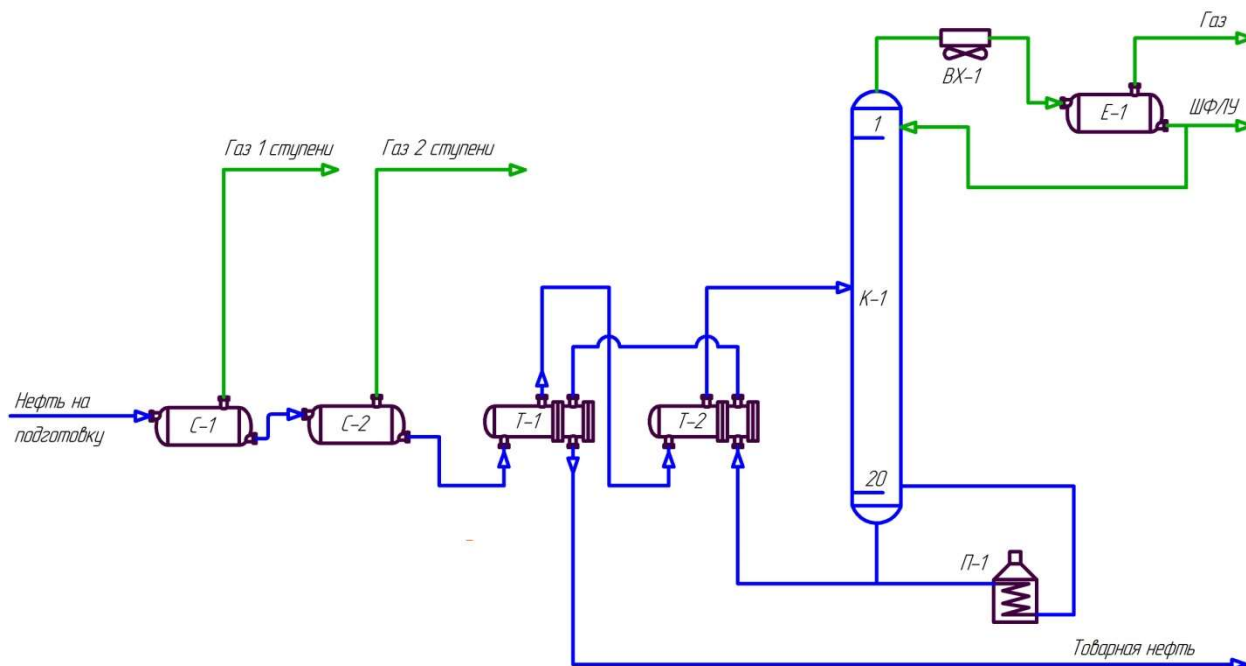


Рисунок 1.3 – Схема подготовки нефти с колонной стабилизации

Подготовка нефти по схеме, включающей в себя колонны стабилизации, приводит к существенному улучшению качества подготовки нефти, однако подразумевает большие капитальные вложения на этапе перевооружения существующих установок, зачастую расположенных вдали от населенных пунктов. Кроме этого, такие установки в той же степени чувствительны к составу поступающего сырья и требуют корректировки технологического режима при его колебаниях.

Таким образом, чисто технологические методы не полностью решают проблему стабильности качества подготовки нефти. Необходимым условием для ее решения является возможность определения параметров сырья и товарной нефти.

1.3.2 Улучшение контроля качества подготовки нефти путем оснащение установок индивидуальными химическими лабораториями

Одной из составляющих решения задачи повышения стабильности качества подготовки нефти, является оснащение установок индивидуальными химическими лабораториями. Зачастую они уже созданы на достаточно крупных промысловых объектах. Их наличие на самих технологических площадках дает возможность сэкономить время, ранее тратившееся на доставку проб до лаборатории.

Но и в этом случае задача не решается в полном объеме, так как проведенный анализ показателей качества товарной нефти не дает ответа по корректировке режима установки подготовки нефти. Для этого необходимо моделирование работы установки и выдача рекомендаций по поддержанию качества подготавливаемой нефти на должном уровне. В настоящее время эти вопросы, как правило, решаются силами проектных институтов, что приводит к значительным временным затратам.

1.3.3 Улучшение контроля качества подготовки нефти за счет применения проточных анализаторов

Альтернативой химическим лабораториям могут служить поточные анализаторы параметров нефти и нефтепродуктов [22]. Применительно к вопросам подготовки нефти интерес представляют, в первую очередь, хроматографы проточного типа, проточные спектрофотометрические и масс-спектрометрические анализаторы и т.д. [22].

Современные хроматографы успешно справляются с задачей определения содержания в потоках индивидуальных компонентов (сероводород, углекислый газ, азот, легкие углеводороды и т.п.) [23-25]. Однако их установка на потоки нефти затруднена из-за загрязнения хроматографической колонки тяжелыми парафинами, асфальтенами, смолами

и т.д. [22] Поэтому область их применения на установке подготовки нефти (УПН) ограничена газовыми и конденсатными линиями.

Примером рентгеноабсорбционных анализаторов является поточный анализатор сероводорода «СПЕКТРОСКАН IS». Он предназначен для определения массовой доли сероводорода в потоке нефти и нефтепродуктов. Применение такого прибора на установках подготовки нефти, безусловно, является целесообразным, так как позволяет регулировать остаточного содержание сероводорода в товарной нефти.

Однако с помощью поточных анализаторов невозможно определять другие важные показатели товарной нефти, такие как, например, давление насыщенных паров. Кроме того, как и химические лаборатории, анализаторы не дают рекомендаций по корректировке параметров технологического режима УПН. Поэтому вопрос их широкого применения на УПН пока остается открытым.

1.3.4 Повышение стабильности качества подготовки нефти путем совершенствования АСУТП

Еще одним направлением повышения качества подготовки нефти является совершенствование АСУТП [26,27]. Дело в том, что на качество подготовки нефти влияет большое количество различных параметров (состав и расход сырья, давление и температура на ступенях сепарации, интенсивность теплообмена с окружающей средой и т.д.) [1-3] Однако в существующих АСУТП большая часть из них вообще не учитывается, что открывает большие возможности для развития направления по совершенствованию АСУТП.

Современные автоматические системы способны взять на себя задачу контроля максимального количества параметров технологического режима, свести к минимуму время реагирования на их изменения и с высокой степенью точности удерживать значения технологических параметров в заданном диапазоне. Уровень развития контрольно-измерительных приборов и

микропроцессорной техники позволяет выводить системы автоматического контроля на достаточно высокий уровень, поднимать их многозадачность и создавать АСУТП, способные в значительной мере повысить показатели качества выпускаемой продукции [27, 28].

Немаловажным аспектом для развития этого направления является отсутствие необходимости в глобальной перестройке всего технологического производства или его технологических линий. Уровень современной компьютерной техники и технологий дает возможность использовать для построения доступные готовые модули и программное обеспечение. Все это делает применение современных средств автоматизации одним из наиболее интересных и перспективных направлений для повышения качества подготовки нефти.

1.4 Основные этапы развития АСУТП в нефтяной промышленности

С момента зарождения нефтяной промышленности вопросам совершенствования АСУТП в отечественной и мировой практике уделялось большое внимание.

В результате активного участия государства в развитии автоматизации, финансирования разработок для создания современных контрольно-измерительных приборов и новейших систем, нефтегазовая отрасль за короткий промежуток времени заняла лидирующие позиции по уровню автоматизации технологических процессов [29]. Это в свою очередь позволило ей выйти вперед как по основным экономическим показателям, так и уровню производительности труда.

Научно-исследовательские институты и многочисленные конструкторские бюро активно открывались на территории бывшего СССР в период с 1920 по 1970 годы [30]. Главным направлением их деятельности была модернизация существующих и разработка новых приборов для контроля и регулирования параметров технологических процессов. Отечественные и

зарубежные инженеры и научные сотрудники точными расчетами доказывали существенное снижение себестоимости и значительное увеличение выхода целевой продукции, снижения затрат и потерь энергетических и сырьевых ресурсов за счет использования более современных и технологичных приборов и средств автоматизации в нефтяной и химической промышленности.

Исторической родиной зарождения отечественного автоматического регулирования нефтяных производств некоторые исследователи считают Башкортостан [30]. В 1959 году там был создан филиал специального конструкторского бюро по автоматизации нефтяной и нефтеперерабатывающей промышленности (сокращенно СКБ АНН). Основным направлением его деятельности было решение задач, связанных с созданием систем автоматического регулирования для нефтяной отрасли [30].

Начиная с 1960-х гг. повышается востребованность в вычислительной технике на нефтеперерабатывающих предприятиях. В 1961 – 1962 годах силами сотрудников Башкирского филиала СКБ АНН были созданы новые приборы учета и контроля технологических параметров для предприятий нефтегазовой отрасли [31-35]. Они были внедрены в производство уже в 1963 г. Одной из наиболее важных в 1960-е годы разработок филиала, была работа над созданием системы автоматического фиксирования основных технологических параметров тарелки ректификационной колонны на Альметьевском нефтеперерабатывающем заводе. Эта работа была проведена совместно с Краснодарским научно-исследовательским институтом. Ей руководил начальник отдела проектирования и автоматизации С. П. Зельцер. В тот же период на установках Уфимских нефтеперерабатывающих предприятиях ряд установок были снабжены приборами автоматического контроля. В то же время на Уфимском НПЗ имени XXII съезда КПСС, была внедрена автоматизированная система управления, которая стала первым подобным объектом в Башкортостане. В 1967-1968 гг. началось проектирование системы автоматизации установок УЗСС фенольного

производства, производства полиэтилена и других. Приборами для автоматизации и телемеханизации послужили модернизированные приборы, аппараты и вычислительная техника. В 1980-х гг. Башкирский филиал СКБ АНН работал над созданием систем автоматизации на предприятиях «Уфанефтехим» и «Уфаоргсинтез».

В результате активной деятельности, Башкирским филиалом СКБ АНН было разработано, спроектировано, произведено и внедрено впечатляющее количество приборов автоматического контроля. В их не полный список входят приборы для контроля и регистрации среды в экстракционных колоннах, световой и звуковой сигнализации управления системой пенотушения, пневматической дистанционной сигнализации, определения температуры вспышки и воспламенения нефтепродуктов в открытом тигле и другие, задающие уровень автоматизации нефтяного производства [33].

АО «Башкирское специальное конструкторское бюро» и сегодня продолжает работу в данном направлении [32]. Оно активно занимается разработкой, производством и внедрением приборов для автоматических систем, а так же организывает математическое обеспечение и отладку программируемых микропроцессоров.

За рубежом вопросами автоматизации производства, главным образом, занимались крупные компании, например, Schneider Electric, Festo, Yokogawa Electric Corporation, Siemens и т.д. История их развития начинается в первой половине XX века, а в настоящее время такие компании являются мировыми лидерами в области автоматизации производства. Сфера деятельности таких компаний охватывает как производство оборудования, разработку SCADA-систем, так и проектирование систем автоматизации производственных процессов.

В 1970-е годы разработки зарубежных компаний начали внедряться на территории СССР. Так, например, в 1974 году на Куйбышевском НПЗ был реализован первый проект компании Schneider Electric, а в 1988-1989 годах в Москве открылись первые представительства компании Festo.

В конце 1980-х годов средства контроля и автоматизации на российских нефтеперерабатывающих заводах основывались преимущественно на пневматических системах управления. Такие системы не отличались высокой точностью, но были дешевы, просты в эксплуатации, достаточно надежны и ремонтпригодны.

Однако технологии в нефтегазовой промышленности не стояли на месте. Они постоянно совершенствовались, все более жестко регламентировались параметры качества целевой продукции. Это все требовало более точного контроля и управления технологическим процессом. Существующие на тот момент пневматические системы управления с подобными задачами уже не справлялись. Им на смену стали приходить сначала аналоговые, а позже и более современные цифровые системы управления [36].

Сегодня большая часть основных нефтегазодобывающих и перерабатывающих предприятий оснащена электронными распределенными системами управления (PCY) [37, 39]. Некоторая часть контрольно-измерительных приборов все еще остается аналоговой, однако ее все больше вытесняют системы, созданные на основе электронных. Первостепенным направлением, конечно, являются средства коммерческого учета, так как точность их измерений имеет юридическую значимость. Во вторую очередь это касается контроля основных технологических параметров на установках, имеющих наиболее важное значение. В последнюю очередь, точность измерений повышается там, где нет первоочередной необходимости (общезаводские хозяйства, системы обеспечения паром, водой и т.д.). Модернизация этих приборов является дорогостоящей, и такое решение опирается в первую очередь на экономическую целесообразность.

В то же время PCY в нефтегазовой отрасли не являются полностью автоматическими и не могут работать без значительного участия оператора [38]. Он получает данные о состоянии технического процесса с контрольно-измерительных приборов и принимает решение о том, какие действия необходимо предпринять при различных их отклонениях. Таким образом,

основная часть успешности данных действий зависят от уровня профессионализма оператора, его опыта и внимательности. Он должен держать и анализировать в голове множество параметров, четко понимать природу их взаимного влияния друг на друга и своевременно, и правильно реагировать на изменяющуюся ситуацию, что бывает непросто, тем более, если ситуация развивается по непредсказуемому сценарию. Кроме этого, немалая часть управляющих воздействий по-прежнему осуществляется вручную. Эти действия возлагаются на полевого оператора, который в случае выявления нештатной ситуации принимает необходимые меры непосредственно на месте.

В последнее время активное развитие и широкое внедрение получают системы автоматизированного управления технологическими процессами, создание которых основано на базе самого совершенного, современного, передового микропроцессорного оборудования [38]. Постоянно совершенствуются и повышаются вычислительные мощности систем, модернизируются и изобретаются новые устройства полевого уровня, датчики, преобразователи и другие контрольно-измерительные приборы.

В отличие от небольших, локальных систем автоматики отдельных узлов, автоматизированная система управления способна отслеживать и контролировать все узлы оборудования и, соответственно, более надежно предотвращать развитие аварийных ситуаций, которые так дорого обходятся нефтегазовой отрасли.

Уровень современных достижений в области микропроцессорной техники позволяет объединять системы автоматизации в АСУТП самого высокого уровня [40, 43]. Это открывает возможность, помимо сбора информации и диагностики, заниматься групповым регулированием работы больших технологических схем и применяемых агрегатов, слаженная и безотказная работа которых значительно повышает глубину выработки энергетических ресурсов. Промышленные программируемые логические контроллеры достигли такой колоссальной производительности, вкупе с

возможностью резервирования и хранения огромного количества данных, что делает их работу максимально быстродействующей и безотказной.

Научно – технический прогресс и сегодня постоянно движется вперед. Инженеры всего мира работают над созданием и внедрением все более новых и совершенных систем автоматизации производственных процессов. Развитие и удешевление базы микроэлектронных компонентов и электронно-вычислительной техники, позволяет разработчикам экспериментировать и создавать все более совершенные и современные системы.

Следующий уровень в автоматизации представляют собой системы расширенного управления процессами – APC [38]. Название происходит от англ. Advance Process Control. Такие системы призваны повысить эффективность работы, в том числе за счет уменьшения влияния человеческого фактора. Они представляют собой своего рода автопилот, который способен взять на себя функцию принятия решения по корректировке параметров технологического процесса, в случае отхода от нормативного режима [43]. Системы APC способны удерживать процесс в заранее определенных рамках установленного режима и выпуска заданной целевой продукции (удержание технологических параметров в определенном режиме, количества выпуска определенного продукта, удержания энергопотребления установки на максимально экономичном уровне и т.д.) более эффективно, в силу их наиболее быстрого реагирования на изменения. В результате чего у оператора, появляется дополнительное время и возможность гораздо внимательней обрабатывать более существенные события, когда его вмешательство действительно необходимо, например, когда процесс выходит за определенные границы и требуется значительная корректировка технологического режима.

Внедрение таких систем является одним из наиболее актуальных направлений развития на нефтеперерабатывающих заводах [44-49]. Так на сегодняшний день ими оснащены семь установок на Омском нефтеперерабатывающем заводе и еще два проекта реализуются на площадке

Московского НПЗ. Более полное оснащение всех ключевых установок нефтеперерабатывающих предприятий позволит им перейти на более высокий уровень управления технологическими процессами.

Параллельно с этим претерпевают изменения и системы слежения за качеством. В их основе лежит установка поточных анализаторов [23-26]. Эти сложные устройства призваны отслеживать изменения качественных характеристик сырья и готовой продукции в реальном времени, передавая данные на пульт в лабораторную информационную менеджмент – систему (ЛИМС) [53]. Так, например, при изменении качественного состава поступающего сырья, система даст сигнал о необходимости внесения корректировки в технологический процесс.

Наиболее оправдано применение таких систем в товарных парках, где идет смешение готовой продукции до необходимых показателей качества. Поточные анализаторы позволяют избегать нежелательного смешения качественного продукта с некондиционным, что исключает необходимость в отказе в паспортизации целых партий готовой продукции. С другой стороны, они так же дают возможность избегать сознательного избыточного завышения качества, на которое идут при ручном смешивании для подстраховки. Как правило, такая перестраховка ведет к повышению себестоимости продукции.

В настоящее время на заводах ведущих нефтяных компаний реализуется обширная инвестиционная программа по внедрению поточных хроматографов. Наравне с этим, в системах расширенного управления производством находят свое место так называемые виртуальные анализаторы качества [23-26]. Это математические модели, позволяющие, на основании выполненных сложных расчетов, прогнозировать качественные показатели сырья и продуктов без их фактического замера. Это направление считается весьма перспективным, так как не подразумевает создание и строительство дорогостоящих приборов и конструкций, а, значит, исключает их техническое обслуживание и возможность выхода из строя как отдельных высокотехнологичных узлов и деталей, так и всего прибора в целом.

Применение современных систем автоматизации в области нефтегазового комплекса позволяет значительно увеличить глубину и качество переработки углеводородного сырья и добиться наиболее высоких экономических показателей.

Нефтегазовая отрасль проявляет значительный интерес к самым современным системам автоматического управления технологическим процессом [50-53]. Они позволяют отрасли занимать лидирующие позиции, как в формировании внутреннего ВВП страны, так и на основной мировой экономической арене.

Специализированное программное обеспечение, реализующее математические модели технологических процессов и действующих технологических установок, получают все большее распространение в современной промышленности [54-55]. Актуальность их внедрения обуславливается возможностью значительного повышения эффективности и экономических показателей производства за счет более грамотно реализованной системы автоматизации, способной адаптироваться к различным условиям протекающего процесса и принимать автоматические решения на основе накопленного опыта в течение жизненного цикла [53].

Наиболее простые программные продукты основаны на аналитическом решении уравнений, входящих в состав математических моделей объектов [55, 56]. Однако их применение в нефтегазовой промышленности очень ограничено из-за многообразия физико-химических процессов и многокомпонентности сред.

В этой связи в настоящее время основная часть специализированных программных продуктов для технологического моделирования основаны на использовании численных методов решения. Такие продукты с успехом решают задачи моделирования технологических процессов, физико-химические закономерности которых хорошо известны. Сюда можно отнести, например, расчет фазовых и химических равновесий, тепломассообмена, гидродинамики и т.д.

Однако на сегодняшний день далеко не все процессы в нефтяной промышленности имеют строгое математическое описание. В этом случае выходом может являться использование имитационного моделирования. При этом имитируются элементарные явления, составляющие процесс, с сохранением их логической структуры и последовательности протекания во времени. Такой подход дает возможность получать сведения о состоянии процесса в определенные моменты времени и оценивать характеристики исследуемой системы. Такие модели способны достаточно просто учитывать нелинейные характеристики элементов системы, случайные возмущающие воздействия и т. д. Во многих случаях они являются практически единственным доступным способом получения информации о поведении системы, особенно на этапе ее проектирования.

Весьма перспективным представляется создание программных продуктов, использующих комбинированный подход к моделированию технологических процессов [56-69]. Они осуществляют разбиение процесса или исследуемого объекта на более простые составляющие. Для тех из них, где это возможно, используются аналитические модели, а для остальных строятся имитационные модели. Такой комбинированный подход позволяет охватить качественно новые задачи и классы систем, которые не удастся исследовать с использованием только аналитического или имитационного [61].

1.5 Основные специализированные программные продукты для математического моделирования технологических процессов в нефтяной промышленности

В числе первых интерес к применению специализированных программных продуктов для технологического моделирования начал проявлять нефтегазовый сектор. В этой отрасли всегда внедрялись передовые технологии, а вдобавок ее стимулировали цены на нефть и растущая

конкуренция со стороны альтернативных источников энергии [62-64]. Дополнительным стимулом является тот факт, что для реализации математических моделей установок нефтегазового комплекса необходимо совместное решение множества уравнений, что в аналитическом виде выполнить чрезвычайно сложно. Поэтому в помощь инженерам-проектировщикам созданы профессиональные программные продукты, способные справиться с этой задачей [70-75].

Сегодня на мировом рынке выделяются всего несколько зарубежных компаний, род деятельности которых так или иначе связан с созданием программных продуктов для моделирования процессов нефтегазовой и химической отрасли. Примерами таких продуктов могут служить программы «Hysys» компании «Aspentech» [70] и «Chemcad» компании «Chemstations» [71].

Эти пакеты программного обеспечения сегодня широко используются инженерами во всем мире. Они выступают одним из основных инструментов для проектных институтов, специализирующихся на моделировании процессов и проектировании установок нефтегазового и химического комплекса [70, 71]. На основе созданных с их помощью моделей проводится моделирование как отдельных блоков, так и установок в целом.

Так, например, с помощью пакета программ «Hysys» компании «Aspentech» была проведена работа по оптимизации блока ректификации установки гидроочистки тяжелого газойля. [70]. В ней созданная статическая математическая модель (ММ) технологического процесса была исследована на предмет чувствительности с целью выбора поисковых переменных и критерия оптимальности. В результате была решена задача оптимизации стационарного режима работы установки.

В качестве еще одного примера подобной работы выполненной с помощью того же пакета программ «Hysys» можно привести работу по совершенствованию процессов ректификации углеводородов с применением тепловых насосов [70]. Главной задачей инженеров являлось снижение

энергопотребления процессов переработки углеводородного сырья. В ходе работы были созданы математические модели процессов ректификации широкой фракции углеводородов, изучение которых дало возможность предложить наиболее эффективные процессы ректификации с тепловыми насосами в зависимости от свойств разделяемых веществ и технических характеристик установок.

Примером применения моделирующих программ «Chemcad» в нефтехимической промышленности может служить работа по оптимизации режимов работы установки получения биодизельного топлива [71]. С помощью математической модели, построенной в среде «Chemcad», были найдены оптимальные значения поисковых переменных, при которых критерий оптимизации принял минимальное значение при наложенных ограничениях на качество выпускаемой продукции.

На основе программного комплекса «Chemcad» была построена математическая модель ректификационной колонны [71]. Она дала возможность создать алгоритм для построения автоматической системы регулирования концентрации паровой фазы изменением флегмового числа.

Обособленным сектором, занимающим определенную нишу в нефтегазовом комплексе, стоят известные мировые компании «Yokogawa» и «Honeywell» [72, 73]. В этой сфере они специализируются, главным образом, на создание электронных систем и автоматизации.

На выставке MIOGE-2015 компания «Honeywell» представляла оборудование и технологии для решения актуальных задач, стоящих перед предприятиями нефтегазового комплекса [74]. В частности это касалось автоматизации промышленности, измерительных и регулирующих приборов, инновационных консолей, позволяющих реализовать концепцию диспетчерских будущего.

В 2008 году между Российской нефтяной компанией «Газпром нефть» и японской компанией «Yokogawa Electric Corporation» было подписано соглашение о долгосрочном стратегическом сотрудничестве [75]. Компания

«Yokogawa» принимала участие в формировании стратегических программ модернизации систем автоматизации Московского и Омского нефтеперерабатывающих заводов [75]. На ведущих нефтеперерабатывающих заводах «Газпром нефти» в партнерстве с «Yokogawa» созданы и действуют технические центры, предназначенные для управления технологическими процессами и производством с использованием оборудования и программного обеспечения японской компании. Ей же проводится и обучение профильных специалистов предприятий [75].

Эти передовые компании, занимая лидирующие позиции в области автоматизации процессов нефтепереработки, с недавнего времени начали создавать пробные, пилотные проекты систем расширенного управления процессами, содержащие в своем составе математические модели производственных процессов. Зачастую, в качестве используемой базы для создания таких моделей лежат программные платформы ранее упомянутых компаний «Hysys», «Chemcad» и т.п.

С конца 2015 года в связи с ограничением закупок иностранного программного обеспечения для государственных и муниципальных нужд стали более активно развиваться отечественные SCADA – системы.

Сегодня на Российском рынке отечественными компаниями представлены такие продукты как «Trace Mode» (AdAstra) [76], «Master SCADA» (НПФ «ИнСАТ»), «САРГОН» («НВТ-Автоматика») [77-82]. Несомненными и весомыми плюсами предлагаемых продуктов является как более высокая приспособленность к российским условиям и удобная техническая поддержка, так и, как правило, достаточно низкая стоимость по сравнению с зарубежными аналогами. Однако отсутствие собственных расчетных модулей для построения математических моделей процессов нефтегазового комплекса существенно затрудняет создание на их базе систем расширенного управления технологическими процессами, содержащими в своей основе математические модели. В свою очередь интеграция зарубежных

аналогов таких модулей либо значительно удорожает проект, либо в принципе не возможна по техническим причинам.

Если на Западе применение математических моделей в нефтяной промышленности уже становится стандартом, то в России их применение только начинается [83]. Тем не менее, ведущие компании страны уже работают в этом направлении.

К примеру, «Газпром нефть» создала математическую модель установки гидроочистки бензина каталитического крекинга на Московском НПЗ и установки первичной переработки нефти на Омском НПЗ. Компания также работает над комплексными решениями в сфере цифровизации производства на базе заводов по производству битума в Рязани и в казахстанском Шымкенте.

В 2018 году «Газпром нефть» определила цифровую трансформацию бизнеса как приоритетное направление деятельности. Цифровые технологии позволяют тестировать гипотезы по разработке месторождений, строительству инфраструктуры и эксплуатации промысла без рисков для людей и объектов. Для этого создаются модели скважин, заводов, производственных площадок и месторождений [72].

На нефтеперерабатывающем комплексе ТАНЕКО Татнефть совместно с компанией ChemTech реализуют проект по созданию математической модели установки первичного фракционирования нефти ЭЛОУ-АВТ-7. Об этом Татнефть сообщила 19 июня 2018 г. [72]

1.6 Специфика математического моделирования УПН с помощью специализированных программных продуктов

Несмотря на наличие ряда специализированных программных продуктов, их применение в АСУТП УПН представляет определенные трудности. Во-первых, модель системы сбора нефти должна содержать модель смешения нефтей с учетом транспортной задержки [84]. Во-вторых, необходима возможность идентификации модели к реальным условиям

работы сепарационного оборудования. В-третьих, для использования указанных программных продуктов, их методики расчета и базы данных должны быть адаптированы к российскому оборудованию. Кроме того, экономическая ситуация и процесс импортозамещения в области программного обеспечения также затрудняют их использование.

В этой связи особую актуальность приобретает вопрос использования отечественного программного обеспечения для совершенствования АСУТП объектов нефтегазовой отрасли.

В настоящий момент большинство физических и химических процессов, протекающих при подготовке нефти, можно описать с помощью математического моделирования. Указанные процессы весьма разнообразны по своей сложности, так что если одни из них можно описать всего несколькими математическими формулами, то описание других влечет за собой применение сложного математического аппарата и алгоритмов, решение которых не возможно без применения самых современных электронных вычислительных машин.

Основной функцией математической модели установки подготовки нефти является зависимость показателей качества готовой продукции от состава исходного сырья, параметров технологического режима и применяемого оборудования.

Сырьем и продукцией рассматриваемых установок является нефть, представляющая собой смесь углеводородов, различающихся между собой по температурам кипения и другим теплофизическим свойствам. Формально для процессов подготовки весь состав нефти можно условно разделить на две части. Легкую – состоящую из смеси легких углеводородов $C_1 - C_7$: метан, этан, пропан, бутан, пентан и др. Эти индивидуальные компоненты являются газами, свойства которых в достаточной степени изучены и описаны в соответствующей справочной литературе [85]. Их основная часть и подлежит удалению из нефти в процессе ее подготовке.

Оставшаяся тяжелая часть состоит из смеси более высоко кипящих углеводородов. Эта часть описывается кривой истинных температур кипения, которая ограничивается точками начала и конца кипения смеси [86]. Для более детального описания и проведения инженерно-технологических расчетов данную смесь углеводородов разбивают на узкие фракции [87, 88]. Такие фракции в диссертации называются псевдокомпонентами. Для расчетов теплофизические свойства таких псевдокомпонентов определяют как среднее значение каждой выделенной фракции. Шаг, с которым данная тяжелая часть разбивается на псевдокомпоненты, зависит от поставленной задачи и необходимой точности расчетов.

Основными теплофизическими процессами подготовки нефти являются нагрев и сепарация [89, 90]. Для того чтобы связать между собой исходный состав, параметры технологического режима и качество готовой продукции необходимо решение таких задач, как расчет фазового равновесия, материального и теплового балансов.

В последнее время во всем мире проводятся интенсивные исследования, направленные на развитие и совершенствование методик описания фазового равновесия углеводородных смесей [91, 92]. Такая ситуация продиктована необходимостью повышения точности проводимых расчетов при проектировании разработки и обустройства нефтяных и газоконденсатных месторождений и определения оптимальных технологических условий промысловой подготовки и переработке добываемого сырья.

В разное время преобладали три основных направления для математического моделирования парожидкостного равновесия углеводородных смесей.

1. До середины 70-х годов активно применялся полуэмпирический подход, основанный на принципе соответственных состояний.

2. В дальнейшем были разработаны комбинированные методы, основанные на применении уравнений состояния для описания свойств паровой фазы и теории регулярных растворов для расчета коэффициентов

активности компонентов смеси в жидкой фазе. Данные методы имеют ограниченное применение к углеводородным смесям.

3. Следующим шагом стало применение единых уравнений для описания состояния и свойств существующих равновесных фаз [92]. Метод расчета фазового равновесия по уравнению состояния наиболее удобен, так как уравнение в компактной аналитической форме содержит максимальную информацию о данной системе.

Расчет фазового равновесия с использованием уравнения состояния основан на строгом применении классических положений термодинамики многокомпонентных систем [92]. Для чистого вещества уравнение состояния одновременно описывает свойства паровой и жидкой фаз на линии насыщения. Для многокомпонентной системы уравнение состояния является термодинамической моделью равновесных паровой и жидкой фаз в отдельности. К достоинствам аппарата уравнений состояния относится также возможность расчета фазового равновесия смеси как из углеводородов различного строения, так и многих не углеводородных веществ.

Сегодня во всем мире для расчета фазового равновесия углеводородных смесей широко используется уравнение состояния Пенга – Робинсона [92]. Это уравнение является модификацией классического уравнения Ван-дер-Ваальса. Оно связывает основные термодинамические параметры реального газа за счёт введения дополнительного объёмозависимого кубического трёхчлена, учитывающего межмолекулярные взаимодействия в реальном газе. Эта модификация уравнения применяется преимущественно для описания поведения углеводородов нормального строения и смесей. Это уравнение состояния интересно еще тем, что оно позволяет определять фугитивности, энтальпии и энтропии фаз, а следовательно, рассчитывать материальные и тепловые балансы [92].

Присутствующие в процессе подготовки нефти процессы теплопередачи не представляют особых сложностей для их моделирования. На сегодняшний день существуют достаточно точные методики расчета, которые со

значительной степенью точности позволяют находить коэффициенты теплопередачи для определения количества переданного тепла [89-90].

С недавнего времени на Российский рынок вышел программный продукт отечественной разработки «МиР ПиА Процесс». [93]. Этот продукт хорошо зарекомендовал себя по результатам опытно-промышленного использования, как на технологических предприятиях, так и в проектных институтах. На сегодняшний день программный продукт «МиР ПиА Процесс» входит в единый реестр Российского программного обеспечения Минкомсвязи РФ.

Данный продукт позволяет решать проектные и производственные задачи, связанные с моделированием технологических процессов и аппаратов в различных отраслях промышленности. Он создан на базе общепринятых методов математического моделирования оборудования и технологических установок и включает следующие модули[100-103]:

- расчёта теплофизических свойств индивидуальных компонентов, углеводородных фракций и их смесей;
- расчёта фазовых равновесий многокомпонентных систем при различных условиях;
- моделирования различных тепломассообменных и гидромеханических аппаратов;
- объединения совокупности аппаратов в комплексную модель технологической установки для прогнозирования параметров работы оборудования и свойств технологических потоков;
- обработки результатов моделирования и генерации отчётов.

С учетом вышеизложенного в рамках диссертационной работы предлагается для построения математической модели УПН использовать отечественный программный продукт «МиР ПиА Процесс». Для этого он должен быть дооснащен дополнительными модулями по моделированию систем сбора нефти и идентификации реального режима работы оборудования. Кроме того, должна быть разработана концепция

модернизации действующих АСУТП УПН путем интеграции с данным программным продуктом.

Таким образом, реализация всего вышесказанного должна привести к созданию адаптивной системы поддержания качества подготовки нефти к транспортировке, способной снизить частые производственные издержки на нефтедобывающих предприятиях.

1.7 Выводы по первой главе

1. Выявлены основные производственные факторы, приводящие к нестабильности работы УПН
2. Проанализированы основные подходы к поддержанию качества подготовки нефти
3. Рассмотрены основные направления совершенствования АСУТП в нефтяной промышленности
4. Рассмотрены основные программные продукты для моделирования объектов нефтегазовой отрасли
5. Проанализирована специфика математического моделирования процессов подготовки нефти, учитывающего основные факторы, приводящие к нестабильности их работы.

2 РАЗРАБОТКА АВТОМАТИЗИРОВАННОЙ АДАПТИВНОЙ СИСТЕМЫ ПОДДЕРЖАНИЯ КАЧЕСТВА ПОДГОТОВКИ НЕФТИ К ТРАНСПОРТИРОВКЕ

2.1 Анализ установки подготовки нефти как объекта управления

Как было отмечено в первой главе, существуют несколько вариантов схем технологического процесса подготовки нефти. В данной работе рассматривается технологический процесс подготовки нефти, протекающий по классической схеме (рисунок 2.1).

Поступающая со скважин нефть проходит три ступени сепарации С1, С2, С3, на которых последовательно снижается давление. На каждой следующей ступени остаточное газосодержание нефти уменьшается, что приводит к снижению ее давления насыщенных паров (ДНП) и содержания H_2S в ней. Для достижения нормативного значения ДНП (500 мм.рт.ст.) перед концевой ступенью сепарации предусмотрен нагрев нефти. Доведение остаточного содержания H_2S до нормативных требований осуществляется с помощью химического реагента (например, щелочи).

Подготовка нефти основывается на двух основных процессах: испарении и химической нейтрализации. Если в случае химической нейтрализации необходимое количество химического реагента связано только с количеством сероводорода, которое необходимо нейтрализовать, то, на интенсивность испарения легких веществ, влияют два параметра: давление и температура.

Давления на ступенях сепарации УПН проблематично использовать в качестве управляющих параметров. Это связано с тем, что они обеспечивают решение и других немаловажных задач, например, дальнейшей транспортировки газа и жидкости (как в пределах технологической установки, так и при отправке потребителю).

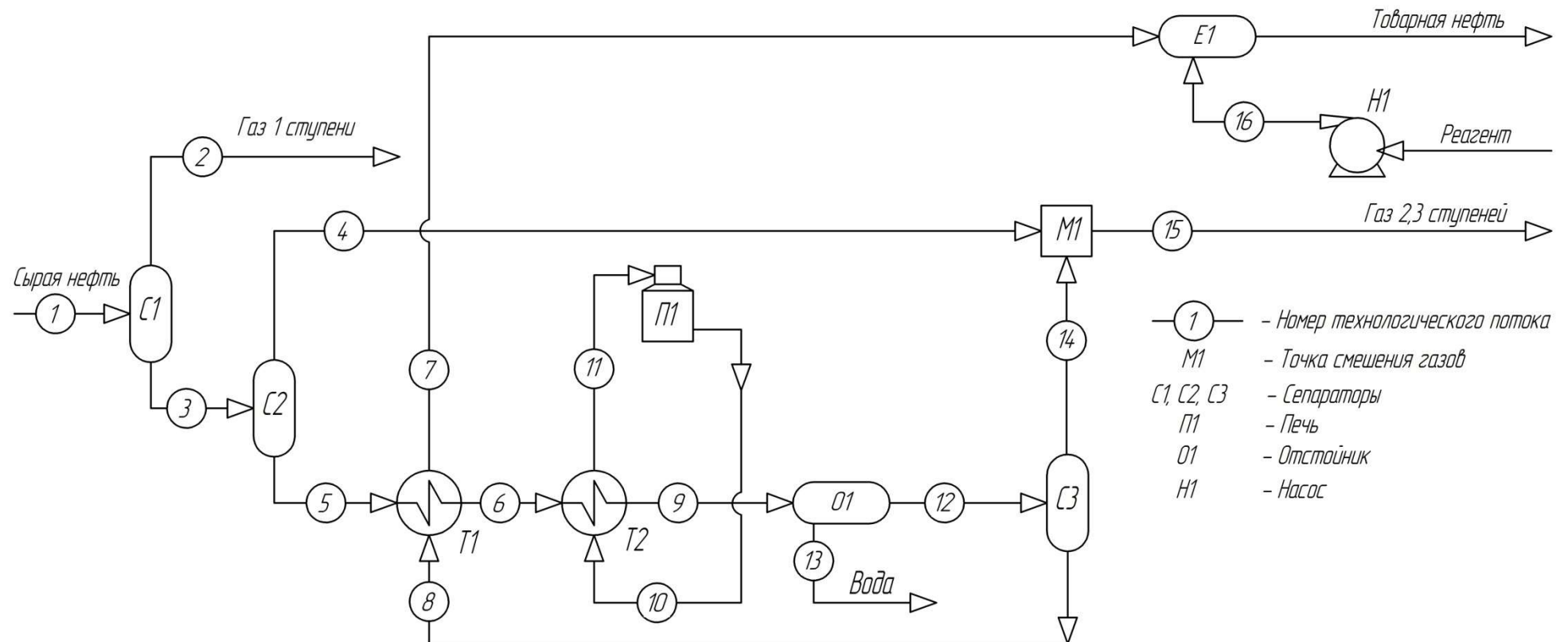


Рисунок 2.1 – Схема технологического процесса подготовки нефти

Температура оказывает гораздо более сильное влияние на процесс испарения, что делает ее более предпочтительной в качестве управляющего воздействия. Однако управление температурой на всех ступенях сепарации не оправдано с экономической точки зрения. В этой связи нагрев нефти предусмотрен только перед третьей ступенью сепарации, в то время как на первых двух ее температура устанавливается самопроизвольно в ходе адиабатического процесса испарения.

Таким образом, учитывая все выше сказанное, в качестве управляющих параметров, влияющих на качество подготовки нефти, могут быть выделены следующие:

$T_{печь}$ – температура теплоносителя на выходе из печи;

$G_{реак}$ – расход реагента, поступающего на нейтрализацию H_2S .

Еще одной важной особенностью процесса подготовки нефти как объекта управления является невозможность построения АСУТП замкнутого типа по отклонению показателей качества от нормативных значений, из-за отсутствия датчиков показателей качества нефти.

Поэтому функционирование большинства АСУТП на УПН заключается только в поддержании фиксированных значений управляющих параметров $T_{печь}$ и $G_{реак}$ безотносительно к качеству товарной нефти (рисунок 2.2).

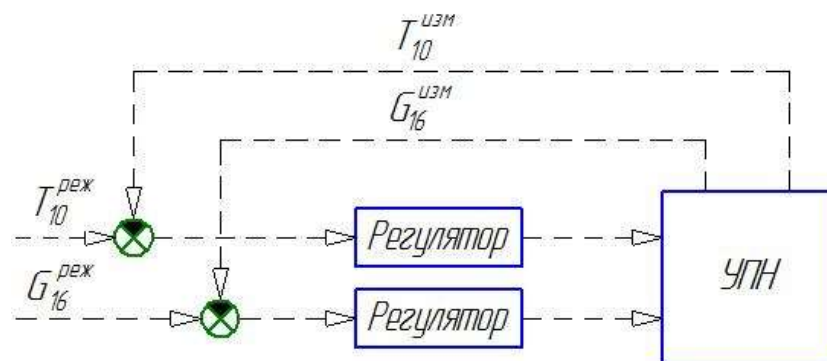


Рисунок 2.2 – Схема работы АСУТП на УПН

Однако из-за наличия возмущающих воздействий (изменения расходов добываемой нефти, смена погодных условий и т.д.) этот подход часто приводит к появлению брака.

Поэтому для решения этой проблемы предлагается ввести в АСУТП дополнительный контур управления по возмущающим воздействиям (рисунок 2.3).

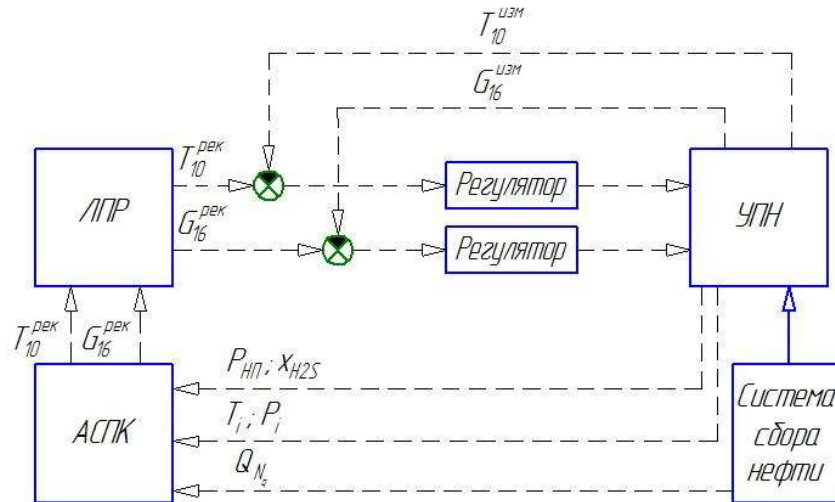


Рисунок 2.3 – Схема АСУТП, дооснащенная контуром управления по возмущающим воздействиям

Такой подход возможен в силу того, что часть возмущающих воздействий (расходы добываемой нефти Q_{Nq}) являются контролируемыми в системе сбора нефти, а часть (погодные условия, состояние оборудования) могут быть идентифицированы с помощью исходной АСУТП.

Кроме того, объект управления обладает определенной инерционностью. Поэтому применение управления по возмущающим воздействиям также является более предпочтительным, т.к. позволяет изменить технологический режим работы УПН заблаговременно и нивелировать их влияние. Это возможно в силу того, что временные интервалы между возникновениями возмущающих воздействий существенно больше времени перестройки режима УПН. Изменение расходов нефти, поступающих на установку, как правило, происходит не чаще, чем раз в сутки, а влияние погодных условий характеризуется, преимущественно, суточной периодичностью (день/ночь) [1]. С другой стороны, малое время перестройки режима УПН связано с тем, что диапазон изменений температур

теплоносителя, как правило, находится в пределах 10 °С (что достигается в течение 10 – 15 минут), а задержкой в контуре подачи реагента можно пренебречь в силу достаточно скорой реакции подающих насосов.

2.2 Структурная схема автоматизированной адаптивной системы поддержания качества подготовки нефти к транспортировке

Предлагаемый дополнительный контур содержит в своем составе адаптивную систему поддержания качества (АСПК), которая на основании данных о возмущающих воздействиях прогнозирует качество подготовки нефти, и при необходимости выдает лицу, принимающему решения (ЛПР), новые значения параметров технологического режима.

Так как часть возмущающих воздействий (расходы добываемой нефти Q_{Nq}) контролируются в системе сбора нефти, то АСПК должна быть подключена как к групповым замерным установкам (ГЗУ) системы сбора, так и к АСУТП установки подготовки нефти. Схема интеграции АСПК в систему сбора и подготовки нефти представлена на рисунке 2.4.

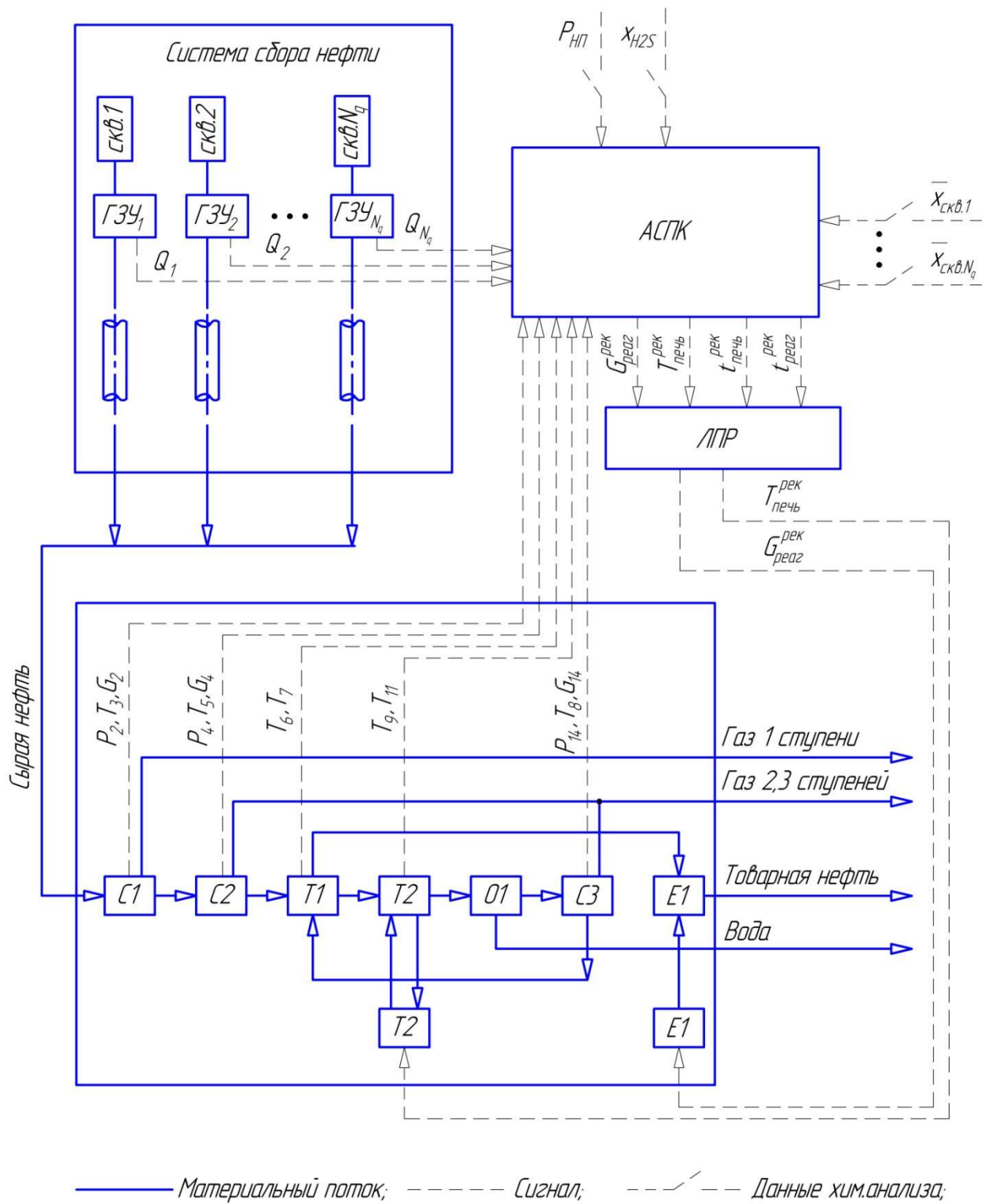


Рисунок 2.4 – Схема интеграции АСПК в систему сбора и подготовки нефти

Непосредственно измеряемыми параметрами возмущающих воздействий являются значения расходов нефти Q_q ($q = \overline{1, N_q}$ – номер

скважины, N_q – общее количество скважин), поступающие с групповых замерных установок. Возмущающие воздействия со стороны окружающей среды и изменения эффективности работы оборудования могут быть косвенно отражены реальными значениями непосредственно измеряемых параметров технологического режима. Для сепаратора С1 такими параметрами являются температура Т3, давление Р2 и расход G2 выходящих потоков (индексы соответствуют номерам потоков на рисунке 2.1). Аналогично для сепараторов С2 и С3 такими параметрами будут Т5, Р4, G4 и Т8, Р14, G14 соответственно. Для теплообменников Т1 и Т2 это температуры выходящих потоков Т6, Т7 и Т9, Т11 соответственно.

Химические составы пластовых нефтей $\bar{x}_q = (x_{q1}, x_{q2}, \dots, x_{qN_j})$ (N_j – количество веществ в химическом составе) очень медленно изменяются с течением времени, поэтому принимаются в АСПК постоянными. Однако при необходимости их значения могут быть скорректированы в процессе работы АСПК (например, при вводе в эксплуатацию новых скважин).

Данные по показателям качества товарной нефти (давление насыщенных паров $P_{нт}$ и содержание сероводорода x_{H_2S}), периодически получаемые из химических лабораторий, вносятся в АСПК и используются для уточнения параметров математической модели.

АСПК работает в непрерывном режиме и в зависимости от сложности установки и быстродействия компьютера предлагает лицу, принимающему решение, результаты своей работы с периодичностью в несколько минут.

Разработанная АСПК выдает ЛПР требуемые значения температуры теплоносителя на выходе из печи $T_{печь}^{рек}$ и расхода реагента для нейтрализации сероводорода $G_{реаг}^{рек}$. Значения давлений на ступенях сепарации поддерживаются соответствующими подсистемами стабилизации имеющейся АСУТП на уровне регламентных значений и не меняются с течением времени. Процесс сепарации является адиабатическим, поэтому каждому составу поступающей порции нефти будет соответствовать вполне определенное значение температуры теплоносителя и расхода реагента. Они могут быть

определены с помощью математической модели, описывающей квазистационарный процесс подготовки нефти данного состава.

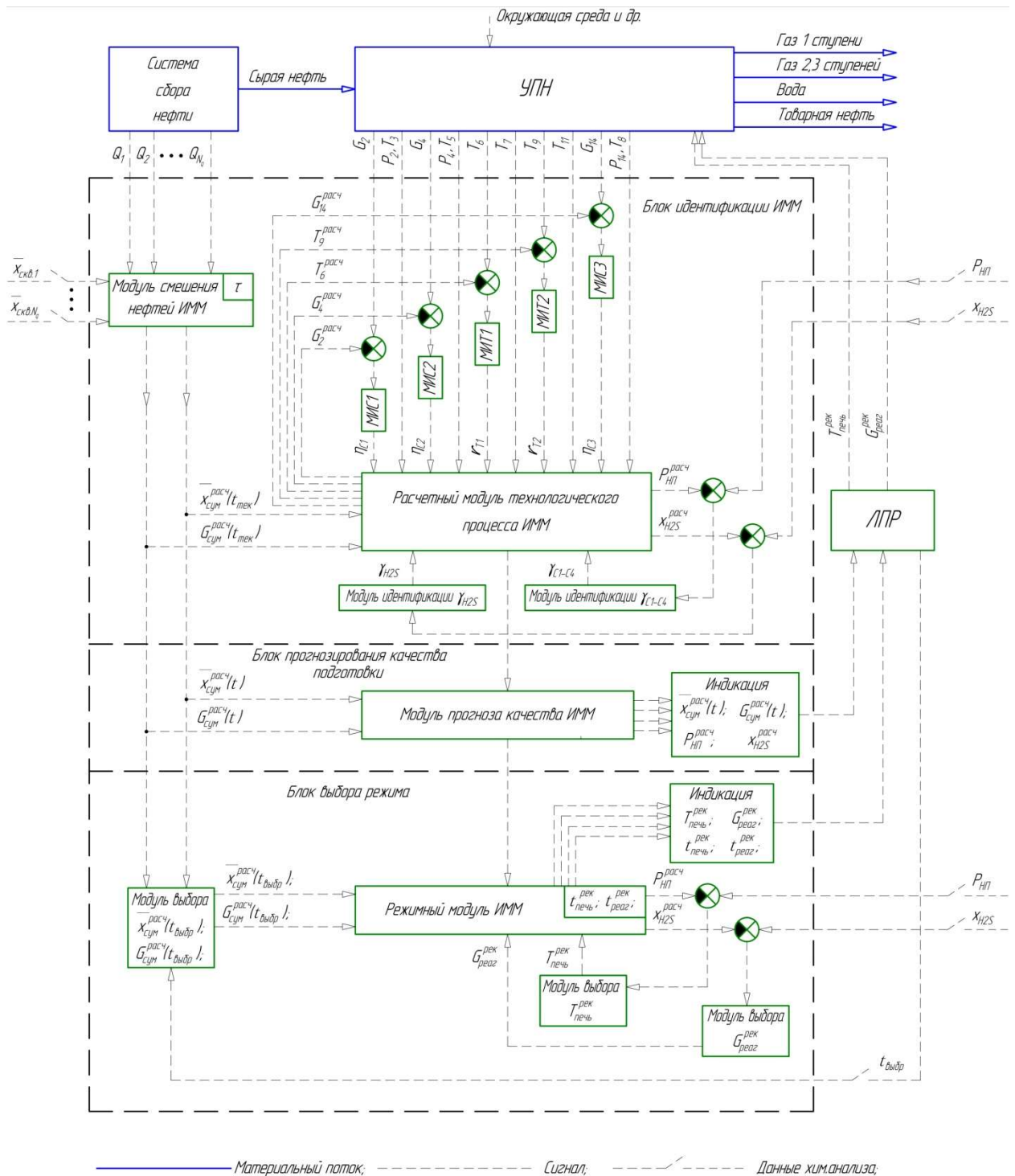
Работа АСПК базируется на подробной идентифицируемой математической модели (ИММ) технологического процесса, которая адекватно описывает весь технологический процесс подготовки нефти, включая:

составы и свойства всех материальных потоков;

параметры технологического режима;

параметры реального оборудования.

На рисунке 2.5. показана схема новой разработанной адаптивной системы поддержания качества нефти, оснащённой идентифицируемой математической моделью. Данные о расходах добываемой нефти Q_q с групповых замерных установок (ГЗУ) поступают в модуль смешения нефтей ИММ. На их основании рассчитывается мольный расход $G_{\text{сум}}^{\text{расч}}$ и состав $\bar{x}_{\text{сум}}^{\text{расч}}$ поступающей на подготовку суммарной нефти, которые передаются в расчетный модуль технологического процесса ИММ. В него же поступают данные о текущих значениях параметров технологического режима (P2, T3, G2, P4, T5, G4, P14, T8, G14, T6, T7, T9, T11).



$t_{тек}$ – текущий момент времени; $t_{выбр}$ – выбранный ЛПР момент времени;
 МИС1, МИС2, МИС3 – модули идентификации параметров сепараторов
 С1, С2, С3;
 МИТ1, МИТ2 – модули идентификации параметров теплообменников Т1,
 Т2

Рисунок 2.5 – Схема АСПК промышленной подготовки нефти

На их основе прогнозируются показатели качества готовой продукции: давление насыщенных паров $P_{нп}^{расч}$ и содержание сероводорода $x_{H_2S}^{расч}$. Эти данные поступают в режимный модуль ИММ для сравнения с нормативными значениями $P_{нп}^{норм}$ и $x_{H_2S}^{норм}$.

В случае их отклонения определяются новые значения управляющих параметров: температуры теплоносителя на выходе из печи $T_{печь}^{рек}$ и расхода реагента для нейтрализации сероводорода $G_{реаг}^{рек}$. В этом же модуле определяются времена внесения изменений в режим работы установки $t_{печь}^{рек}$ и $t_{реаг}^{рек}$. В конечном итоге вся информация передается персоналу УПН, который принимает решение и вносит необходимые изменения в технологический процесс с помощью действующей системы АСУТП.

При периодическом появлении новых результатов лабораторных анализов качества товарной нефти $P_{нп}$ и x_{H_2S} и их отклонения от расчетных значений модули идентификации $\gamma_{C_1-C_4}$ и γ_{H_2S} проводят корректировку поправочных коэффициентов (см. ниже).

Описанный алгоритм работы АСПК представлен на рисунке 2.6.

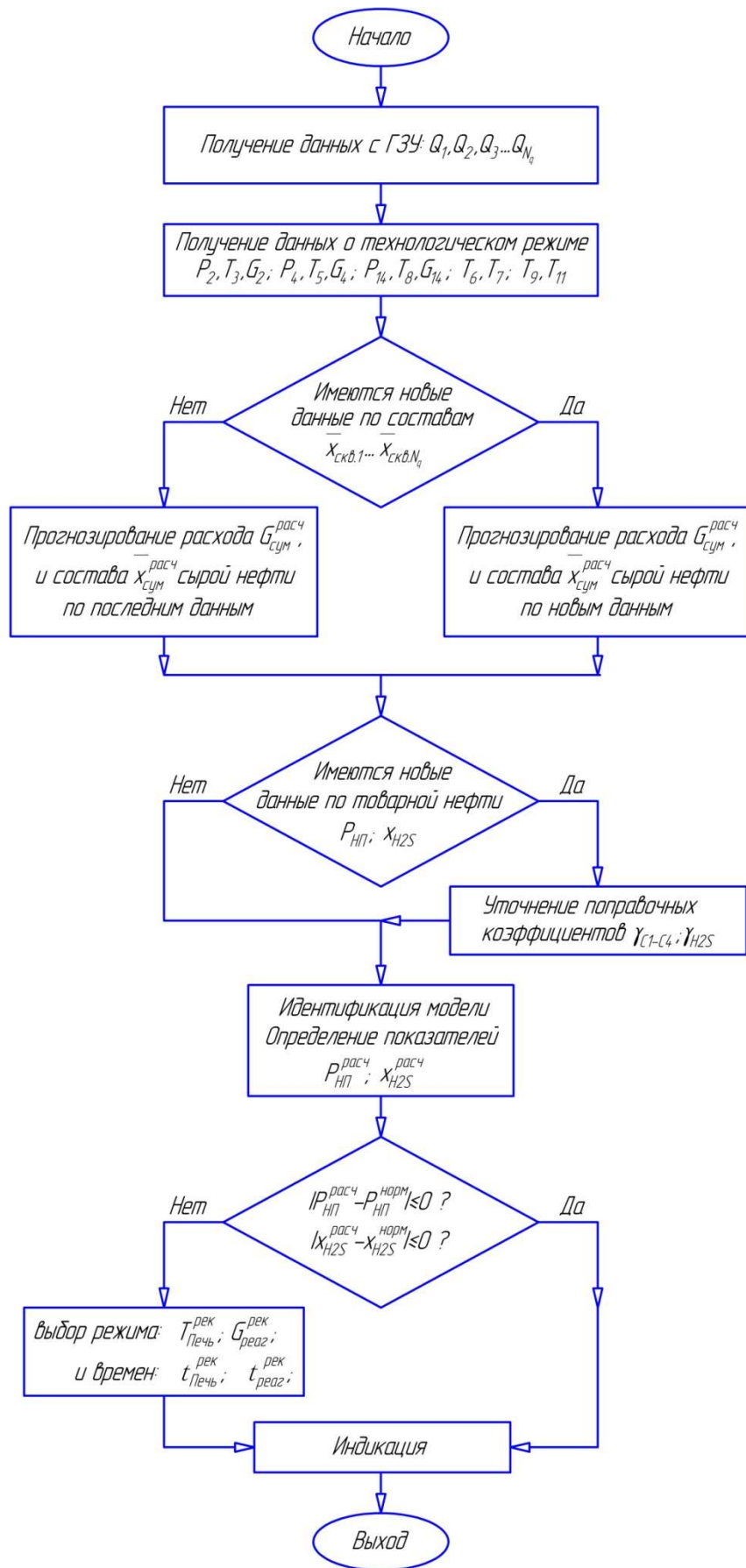


Рисунок 2.6 – Алгоритм работы АСПК

2.3 Выводы по второй главе

1. Проведен анализ установки подготовки нефти как объекта управления. В результате анализа принято решение о введении в АСУТП дополнительного контура управления по возмущающим воздействиям.
2. Проведен анализ влияния параметров технологического процесса на качество подготовки нефти. В результате проведенного анализа были выбраны управляющие параметры технологического процесса:
 $T_{печь}$ – температура теплоносителя на выходе из печи;
 $G_{реак}$ – расход реагента, поступающего на нейтрализацию H_2S .
3. Разработана структурная схема адаптивной системы поддержания качества подготовки нефти к транспортировке.

3 МАТЕМАТИЧЕСКОЕ И ПРОГРАММНОЕ ОБЕСПЕЧЕНИЕ РАЗРАБОТАННОЙ АДАПТИВНОЙ СИСТЕМЫ ПОДДЕРЖАНИЯ КАЧЕСТВА

3.1 Модель смещения с запаздыванием для определения состава нефти, поступающей на подготовку

Состав нефти, поступающей на установку, наряду с параметрами технологического режима и применяемого оборудования оказывает немаловажную роль на качество подготовленной нефти. В большинстве случаев при работе установки изменение этого параметра является главным основанием для корректировки технологического режима с целью удержания качества подготовленной нефти. Основная проблема здесь заключается в том, что нефтедобывающие скважины, как правило, расположены на различном удалении как друг от друга, так и от установки подготовки. Кроме того, каждая скважина имеет индивидуальный, отличающийся от других, состав добываемой нефти. Ситуация осложняется еще тем, что объемы добычи с каждой конкретной скважины непостоянны во времени в силу различных причин, таких как изменение нефтеотдачи пласта или остановка на неплановый или капитальный ремонт нефтедобывающего оборудования.

В этой связи прогнозирование состава нефти поступающей на подготовку является первостепенной задачей при моделировании процесса в целом.

Для решения этой задачи разработана и предложена модель системы сбора нефти, основанная на смешении нефтей различных составов с учетом транспортных временных задержек [83].

Для анализа система сбора нефти представляется в виде бинарного дерева, т.е. в каждый трубопровод нефть поступает из двух предыдущих трубопроводов (см. рисунок 3.1).

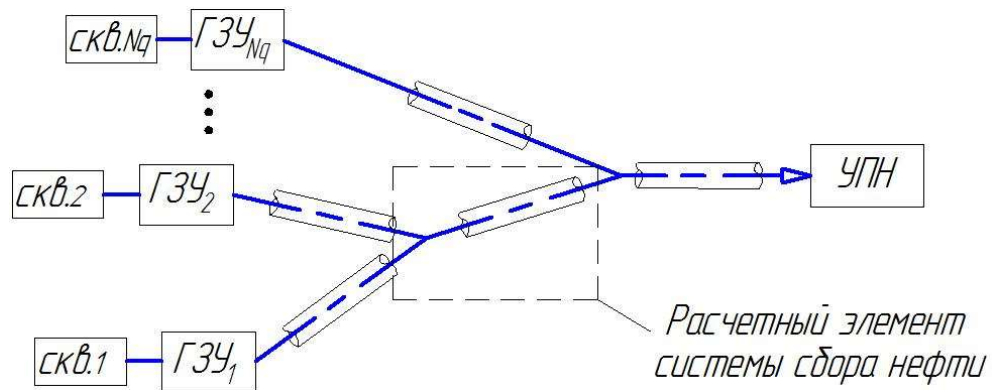


Рисунок 3.1 – Расчетная схема бинарного дерева системы сбора нефти

В этом случае расчет процесса смешения для системы сбора в целом может быть сведен к рекурсивному расчету смешения потоков в элементе, представленном на рисунке 3.2.

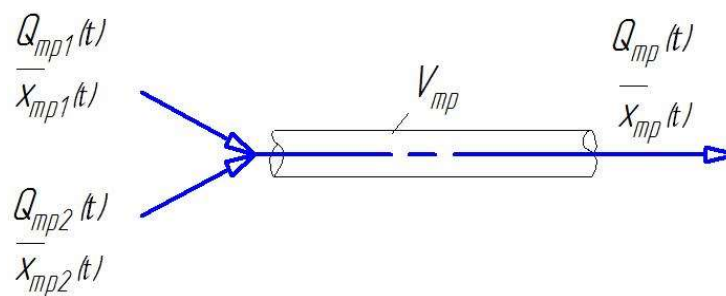


Рисунок 3.2 – Расчетный элемент системы сбора нефти

Для расчетного элемента объемный расход жидкости на выходе будет равен

$$Q_{mp}(t) = Q_{mp1}(t) + Q_{mp2}(t). \quad (3.1)$$

Время запаздывания $\tau_{сбор}$, затрачиваемое на прохождение жидкости по трубопроводу, определяется из интегрального уравнения, описывающего процесс заполнения трубопровода объемом V_{mp}

$$V_{mp} = \int_{t-\tau_{сбор}}^t [Q_{mp1}(t) + Q_{mp2}(t)] dt. \quad (3.2)$$

Так как расходы входящих потоков нефти $Q_{mp1}(t)$ и $Q_{mp2}(t)$ являются положительными величинами, то уравнение (3.2) всегда имеет единственное решение.

Вычисленное из (3.2) время $\tau_{сбор}$ запаздывания (для каждого трубопровода оно свое) позволяет определить состав потока, выходящего из трубопровода в момент времени t

$$\bar{x}_{mp}(t) = \frac{Q_{mp1}(t - \tau_{сбор})\bar{x}_{mp1}(t - \tau_{сбор}) + Q_{mp2}(t - \tau_{сбор})\bar{x}_{mp2}(t - \tau_{сбор})}{Q_{mp1}(t - \tau_{сбор}) + Q_{mp2}(t - \tau_{сбор})} \quad (3.3)$$

В формуле (3.3) химический состав выражен в объемных долях веществ в жидкости. После завершения расчета процесса смешения, он переводится в мольные доли.

Для трубопроводов, в которых не происходит смешение, а поступает нефть со скважины, для расчета принимается $Q_{mp2}(t) = 0$. Суммарные расход $G_{сум}^{расч}$ и состав $\bar{x}_{сум}^{расч}$ сырой нефти будут равны расходу и составу потока, выходящего из корневого трубопровода.

3.2 Математическая модель стационарного режима работы установки подготовки нефти

Одним из основных инструментов, входящих в состав предлагаемой АСПК, является математическая модель технологической установки подготовки нефти. Именно на ее основе решаются такие важные задачи, как прогнозирование показателей качества готовой продукции и выбор необходимых параметров технологического режима в случае отклонения этих показателей от регламентированных значений.

Поэтому ключевой задачей математической модели является способность связывать между собой исходный состав сырья и показатели качества выходной продукции в зависимости от применяемого оборудования

и режимов его работы. Поэтому с формальной точки зрения данная модель имеет вид:

$$P_{nn}^{расч} = P_{nn}^{расч}(G_{сум}^{расч}, \bar{x}_{сум}^{расч}, P_2, T_3, G_2, P_4, T_5, G_4, P_{14}, T_8, G_{14}, T_6, T_7, T_9, T_{11}), \quad (3.4)$$

$$x_{H2S}^{расч} = x_{H2S}^{расч}(G_{сум}^{расч}, \bar{x}_{сум}^{расч}, P_2, T_3, G_2, P_4, T_5, G_4, P_{14}, T_8, G_{14}, T_6, T_7, T_9, T_{11}). \quad (3.5)$$

Она базируется на материальных и тепловых балансах, фазовых равновесиях и теплопередаче. Общая модель технологического процесса включает модели всех аппаратов, участвующих в нем.

Математическая модель сепаратора определяет расходы G_m , G_n и составы $\bar{x}_m$, $\bar{x}_n$ выходящих из него газа и жидкости в зависимости от условий в нем.

Таким образом расход потока входящего в сепаратор должен быть равен сумме расходов выходных потоков:

$$G_k = G_m + G_n; \quad (3.6)$$

Для каждого вещества сумма его расходов в выходных потоках должна быть равна его расходу во входном потоке:

$$G_k \cdot x_{kj} = G_m \cdot x_{mj} + G_n \cdot x_{nj}; \quad (3.7)$$

Общее теплосодержание входного потока должно быть равно сумме теплосодержаний выходящих потоков при заданных термобарических условиях в аппарате:

$$G_k \cdot H_k = G_m \cdot H_m(T_m, P_m) + G_n \cdot H_n(T_n, P_n); \quad (3.8)$$

Расходы выходящих газа и жидкости определяются долей отгона e_i , описывающей фазовое равновесие в сепараторе:

$$G_m = e_i \cdot G_k; \quad (3.9)$$

$$G_n = (1 - e_i) \cdot G_k; \quad (3.10)$$

В свою очередь доля отгона e_i рассчитывается исходя из констант фазового равновесия K_j . Последние определяются фугитивностями фаз f_{nj} , f_{mj} при заданных термобарических условиях в сепараторе, а также зависят от

общего испарительного КПД η_i и поправочных коэффициентов испарения отдельных веществ γ_j :

$$\sum_j \frac{x_{kj}}{1 + e_i \cdot (K_j - 1)} = 1; \quad K_j = \gamma_j \eta_i \cdot \frac{f_{nj}(T_n, P_n)}{f_{mj}(T_m, P_m)}; \quad (3.11)$$

$$\frac{x_{mj}}{x_{nj}} = \gamma_j \eta_i \cdot \frac{f_{nj}(T_n, P_n)}{f_{mj}(T_m, P_m)}, \quad (3.12)$$

где H_k, H_m, H_n – энтальпии потоков;

e_i – мольная доля газа;

f_{nj}, f_{mj} – фугитивности веществ;

η_i – испарительный КПД;

γ_j – поправочные коэффициенты;

i – номер аппарата;

j – номер вещества;

k, m, n – номера потоков (см. рисунок 2.1).

Для сепаратора С1: $i=1, k=1, m=2, n=3$, для сепаратора С2: $i=2, k=3, m=4, n=5$, для сепаратора С3: $i=3, k=12, m=14, n=8$.

Математическая модель теплообменного аппарата [88,89] связывает температуры T_m, T_u выходных потоков с тепловой нагрузкой E аппарата.

Исходя из условий баланса, расходы выходящих из теплообменника потоков должны быть равны расходам входящих в него потоков:

$$G_k = G_m; \quad (3.13)$$

$$G_n = G_u; \quad (3.14)$$

Аналогичные материальные балансы должны выполняться для всех химических веществ:

$$G_n \cdot x_{nj} = G_u \cdot x_{uj}; \quad (3.15)$$

$$G_k \cdot x_{kj} = G_m \cdot x_{mj}. \quad (3.16)$$

Между входными и выходными потоками должен соблюдаться тепловой баланс, учитывающий количество переданного в теплообменном аппарате тепла E_i :

$$G_n \cdot H_n(T_n, P_n) - W_i = G_u \cdot H_u(T_u, P_u); \quad (3.17)$$

$$G_k \cdot H_k(T_k, P_k) + W_i = G_m \cdot H_m(T_m, P_m); \quad (3.18)$$

Расчет переданного количества в аппарате тепла W_i основывается на определении коэффициента теплопередачи U_i , зависящего от конструкции аппарата, его геометрических размеров и термического сопротивления загрязнений r_i :

$$W_i = U_i(r_i) \cdot F_i \cdot \Delta T_i, \quad (3.19)$$

где U – коэффициент теплопередачи;

r – термическое сопротивление загрязнений;

F – поверхность теплообмена;

ΔT – средняя разность температур;

i – номер аппарата (см. ниже);

k, m, n, u – номера потоков (см. ниже и рисунке 2.1).

Для теплообменника Т1: $i=1, k=6, m=5, n=7, u=8$, для теплообменника Т2: $i=2, k=6, m=9, n=10, u=11$.

Математическая модель отстойника определяет расходы и составы выходящих из него потоков жидкостей: обезвоженной нефти и пластовой воды.

Расход обезвоженной нефти определяется как разность между расходом входящей эмульсии и расходом отстаивающейся в аппарате пластовой воды:

$$G_m = G_k - G_n. \quad (3.20)$$

В свою очередь расход получаемой пластовой воды определяется ее долей в исходной эмульсии:

$$G_n = G_k \cdot x_{k\beta}; \quad (3.21)$$

Считая процесс расслоения эмульсии идеальным, получим следующие уравнения для расчета химических составов выходящих жидкостей:

$$x_{nj} = \begin{cases} 1, \text{при } j = \beta; \\ 0, \text{при } j \neq \beta; \end{cases} \quad (3.22)$$

$$x_{mj} = \begin{cases} \frac{x_{kj} \cdot G_k}{G_m}, \text{при } j \neq \beta; \\ 0, \text{при } j = \beta. \end{cases} \quad (3.23)$$

Теплосодержание выходящего потока обезвоженной нефти определяется разницей теплосодержания потока эмульсии и теплосодержания потока выделившейся воды при заданных термобарических условиях в отстойнике:

$$G_m \cdot H_m(T_m, P_m) = G_k \cdot H_k(T_k, P_k) - G_n \cdot H_n(T_n, P_n), \quad (3.24)$$

где β – номер вещества H_2O .

Для отстойника О1: $k=9$, $m=12$, $n=13$ (см. рисунок 2.1).

Математическая модель точки смешения определяет расход, состав и теплосодержание суммарного газа при заданных термобарических условий смешения:

$$G_k = G_m + G_n; \quad (3.25)$$

$$G_k \cdot x_{kj} = G_m \cdot x_{mj} + G_n \cdot x_{nj}; \quad (3.26)$$

$$G_k \cdot H_k(T_k, P_k) = G_m \cdot H_m(T_m, P_m) + G_n \cdot H_n(T_n, P_n); \quad (3.27)$$

Для точки смешения М: $k=15$, $m=4$, $n=14$ (см. рисунок 2.1).

Математическая модель печи связывает параметры входного и выходного потоков теплоносителя и тепловую мощность

$$G_k = G_m; \quad (3.28)$$

$$G_k \cdot x_{kj} = G_m \cdot x_{mj}; \quad (3.29)$$

$$x_{mj} = \begin{cases} 1, \text{ при } j = \beta; \\ 0, \text{ при } j \neq \beta; \end{cases} \quad (3.30)$$

$$W_i = G_k \cdot H_k(T_k, P_k) - G_m \cdot H_m(T_m, P_m); \quad (3.31)$$

Для печи П1: $i=1$, $k=10$, $m=11$ (см. рисунок 2.1).

Математическая модель емкости нейтрализации определяет необходимый расход реагента для очистки от сероводорода

$$G_n = \psi_i G_k \cdot x_{k\xi}, \quad (3.32)$$

где ψ – удельный расход реагента;

ξ – номер вещества H_2S .

Для ёмкости нейтрализации Е1: $i=1$, $k=7$, $n=16$ (см. рисунок 2.1).

В основу расчета фазовых равновесий и теплофизических свойств материальных потоков положено кубическое уравнение состояния Пенга-Робинсона [92]. Согласно этому уравнению зависимости фугитивностей и энтальпий от температуры определяются следующими выражениями [90]:

$$\ln f_j(T, P) = \frac{B_j}{B} (Z - 1) - \ln(Z - B) + \frac{A}{4,828B} \left[\frac{B_j}{B} - \frac{2 \sum_{k=1}^N x_j (a \alpha_{jk})^{0,5}}{a \alpha} \right] \ln \frac{Z + 2,414B}{Z - 0,414B}, \quad (3.33)$$

$$H(T, P) = H_{uo}(T) + RT \left[1 - Z + \frac{A}{2,828B} \left(1 + \frac{D}{\alpha\alpha} \right) \ln \frac{Z + 2,414B}{Z - 0,414B} \right]. \quad (3.34)$$

В уравнениях (3.33) – (3.34) параметры $a\alpha$, A , B , D определяются через температуры, давления и критические свойства веществ по известным формулам [92]. Сжимаемость фаз Z рассчитывается путем решения кубического уравнения [11]

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0. \quad (3.35)$$

Зависимость энтальпии идеального газа $H_{uo}(T)$ от температуры представляет собой аппроксимацию экспериментальных данных для химических веществ.

3.3 Алгоритмы математического моделирования процесса подготовки нефти

Для численного решения уравнений (3.4) – (3.35), составляющих предложенную выше математическую модель, может быть использован итерационный метод. При использовании данного метода решение для технологического процесса в целом получается в результате последовательного моделирования работы всех аппаратов от входа к выходу установки. Таким образом, решение для технологического процесса происходит по алгоритму, представленному на рисунке 3.3.

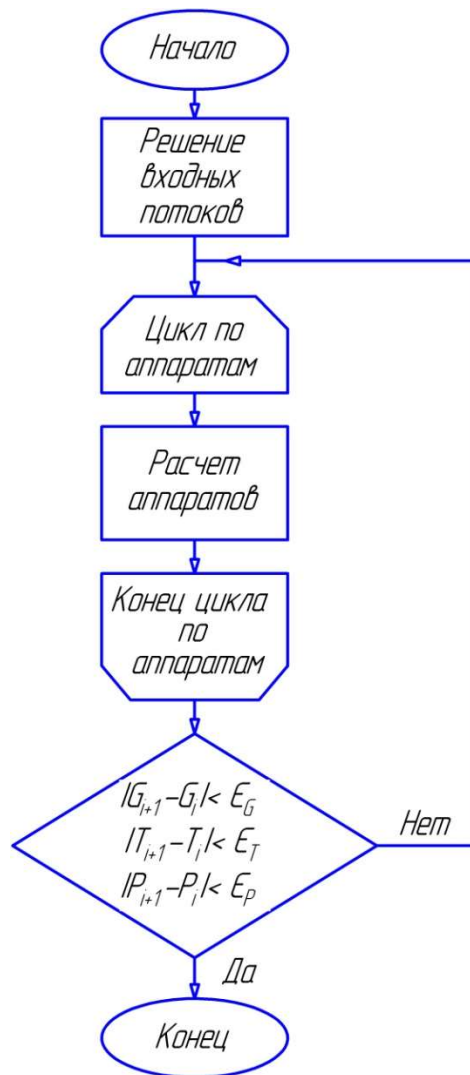


Рисунок 3.3 – Алгоритм моделирования установки в целом

Согласно ему, после определения параметров входных потоков начинается расчетный цикл по аппаратам с расчетом самих аппаратов. Он повторяется до тех пор, пока найденные значения расходов, давления и температуры не перестанут отличаться на заданную величину необходимой точности расчета:

$$|G_{i+1} - G_i| < E_G, \quad |P_{i+1} - P_i| < E_P, \quad |T_{i+1} - T_i| < E_T. \quad (3.36)$$

Здесь индекс i обозначает номер итерации.

При этом результаты расчета, полученные на текущей итерации, используются в качестве исходных данных для следующей итерации.

Для моделирования сепараторов С1, С2, С3 (см. рисунке 2.1) решаются уравнения (3.6) – (3.11). Для моделирования теплообменников Т1 и Т2 (см. рисунок 2.1) решаются уравнения (3.12) – (3.19). Для моделирования отстойника О1 решаются уравнения (3.20) – (3.24). Для моделирования точки смешения газов М1 решаются уравнения (3.25) – (3.27). Для моделирования печи П1 решаются уравнения (3.28) – (3.31). Для моделирования емкости нейтрализации Е1 решается уравнение (3.32).

Алгоритм моделирования сепаратора представлен на рисунке 3.4. Согласно сначала вычисляются идеальные контакты фазовых равновесий K_j по формуле [89]

$$K_j = \frac{P_{mj}}{P}. \quad (3.37)$$

Затем с помощью полученных констант определяется доля газа e . На их основании определяются компонентные составы жидкости и газа x_{mj} , x_{nj} . Далее по уравнениям (3.33) и (3.35) находятся фугитивности компонентов в жидкой и газовой фазах f_{mj} , f_{nj} . Затем с учетом КПД сепаратора η_i и поправочных коэффициентов γ_j высчитываются новые значения констант фазового равновесия.

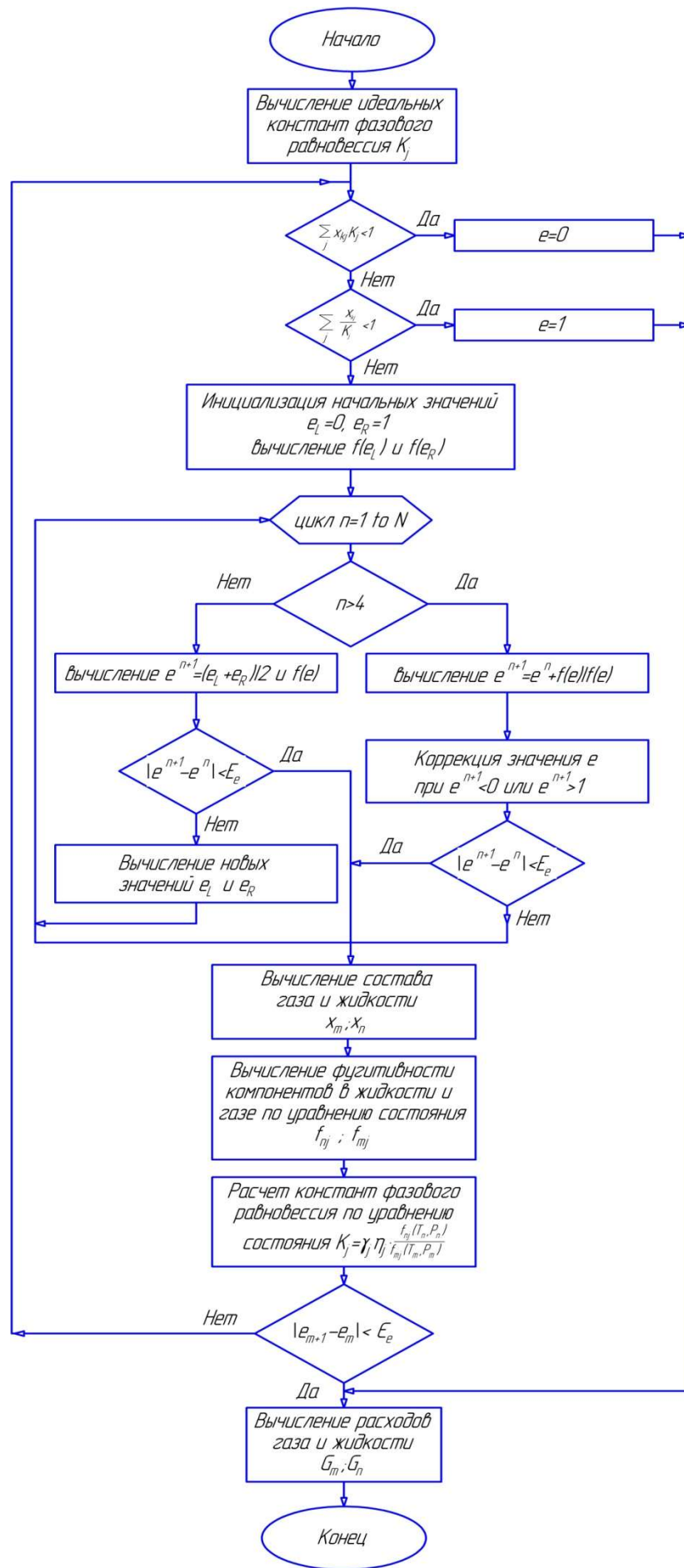


Рисунок 3.4 – Алгоритм моделирования сепараторов

Расчетный цикл повторяется до тех пор, пока полученные значения доли газа не перестанут отличаться на заданную величину точности расчета

$$|e_{i+1} - e_i| < E_e. \quad (3.38)$$

Здесь индекс i обозначает номер итерации.

После завершения расчета фазового равновесия вычисляются расходы газа и жидкости по формулам (3.9) и (3.10).

При расчете доли в представленном выше алгоритме предлагается использовать модифицированное замыкающее уравнение [96], оптимизированное для расчетов на ЭВМ:

$$f(e) = \sum_j x_{kj} \left(\frac{K_j}{1 - e + eK_j} - \frac{1}{1 - e + eK_j} \right) = 0 \quad (3.39)$$

Данный алгоритм моделирования сепараторов базируется на модифицированном алгоритме доли отгона, представленном в [96], а поэтому сохраняет его быстродействие. Результаты тестирования исходного алгоритма, представлены в таблице 3.1.

Алгоритм моделирования теплообменников представлен на рисунке 3.5. В нем на каждой итерации уточняется количество переданного в аппарате тепла W_i . Основную трудность и, соответственно, временные затраты составляет вычисление температур выходящих потоков, при которых выполняются равенства (3.17) и (3.18). Для нахождения указанных температур используется алгоритм расчета фазовых равновесий при заданной энтальпии, представленный на рисунке 3.6. В нем использован метод половинного деления. Входящий в него пункт расчета фазового равновесия при заданной температуре выполняется с помощью алгоритма, представленного на рисунке 3.4. Вычисление коэффициента теплопередачи теплообменника производится по критериальным уравнениям, представленным в [89].

Таблица 3.1 – Результаты тестирования модифицированного алгоритма для определения доли газа

Параметр	Значение		
	при $E_e=10^{-8}$	при $E_e=10^{-10}$	при $E_e=10^{-12}$
Число итераций:			
6	0,1%	0,0%	0,0%
7	10,6%	3,7%	1,2%
8	42,7%	38,3%	29,1%
9	12,5%	21,9%	30,9%
10	2,5%	5,2%	6,6%
11 и более	2,3%	2,3%	3,0%
Чистые газ или жидкость (0 итераций)	29,3%	28,6%	29,2%
Ошибки	0%	0%	0%
Максимальное число итераций	56	58	58

Моделирование остальных аппаратов, входящих в состав установки, подготовки нефти не требует применения итерационных алгоритмов. Здесь основную трудоемкость также как и для теплообменников представляют расчеты температур в аппаратах. Они также производятся с помощью алгоритма расчета фазового равновесия при заданной энтальпии (см. рисунок 3.6).

Результаты работы данного алгоритма моделирования сепаратора, демонстрирующие его сходимость, представлены на 3.7 – 3.9. Для упрощения результаты расчетов приведены только для трех веществ: метана, бутана и гептана.

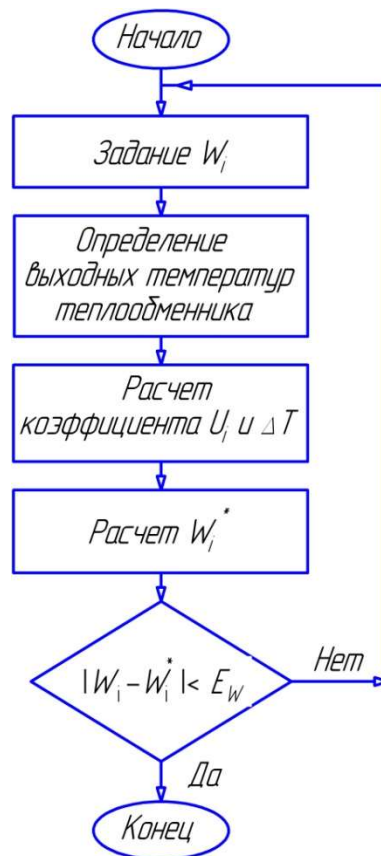


Рисунок 3.5 – Алгоритм моделирования теплообменников

На рисунке 3.7 продемонстрировано изменение констант газожидкостного равновесия K_j в ходе итераций. На рисунке 3.8 показано соответствующее изменение доли газа, проводимое с помощью кубического уравнения состояния Пенга-Робинсона [91]. Графики, представленные на рисунке 3.9, показывают изменение состава жидкости в ходе итераций.

Из рассмотрения результатов моделирования видно, что использованный алгоритм за небольшое количество итераций обеспечивает сходимость расчета фазового равновесия в сепараторе.

Работа алгоритма расчета фазового равновесия при заданной энтальпии, показывающая сходимость решения, представлена на рисунках 3.10 – 3.12. В частности, на рисунке 3.10 представлен график изменения температуры в ходе итерационных вычислений. Соответствующее изменение доли газа приведено на рисунке 3.11. На рисунке 3.12 показано, что суммарная энтальпия в ходе итераций приближается к заданному значению.

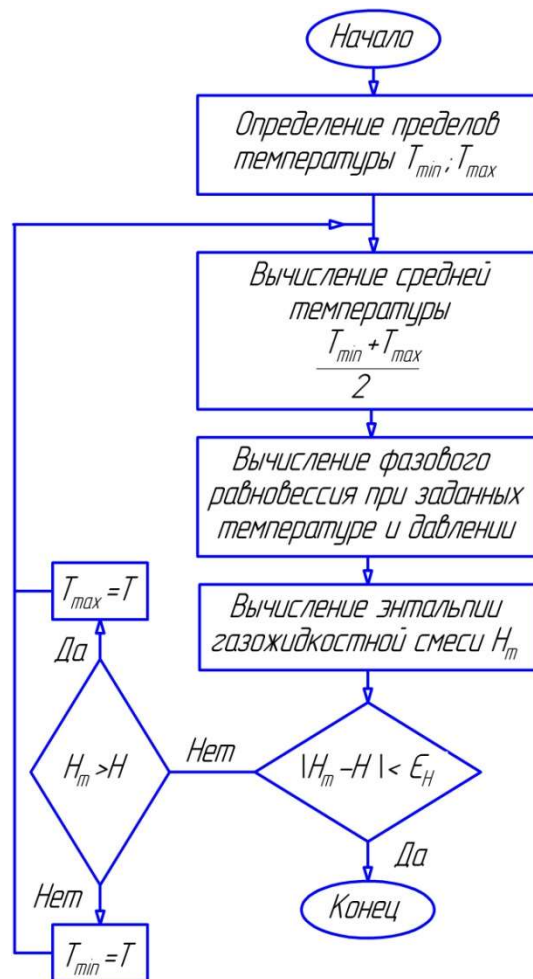


Рисунок 3.6 – Алгоритм для расчета фазовых равновесий при заданной энтальпии

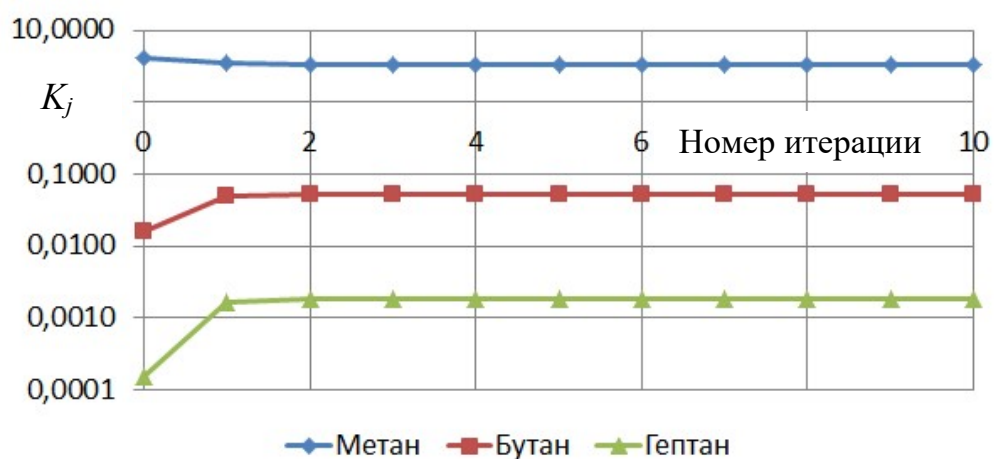


Рисунок 3.7 – Уточнение значений констант в процессе расчета фазового равновесия при заданных температуре и давлении

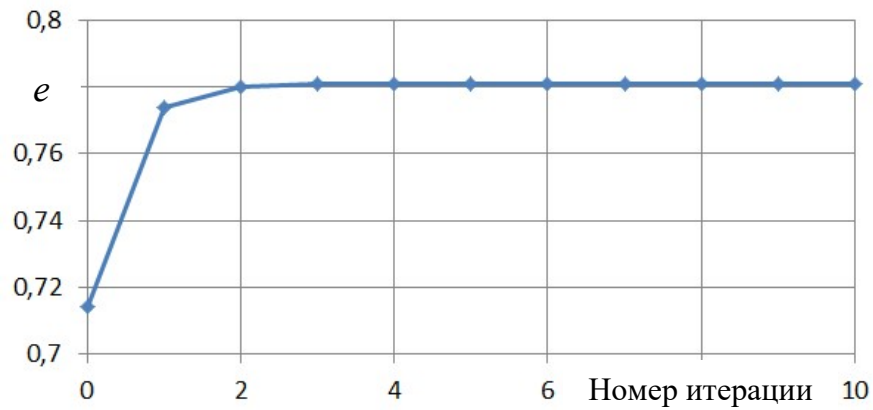


Рисунок 3.8 – Уточнение доли газа в процессе расчета фазового равновесия при заданных температуре и давлении

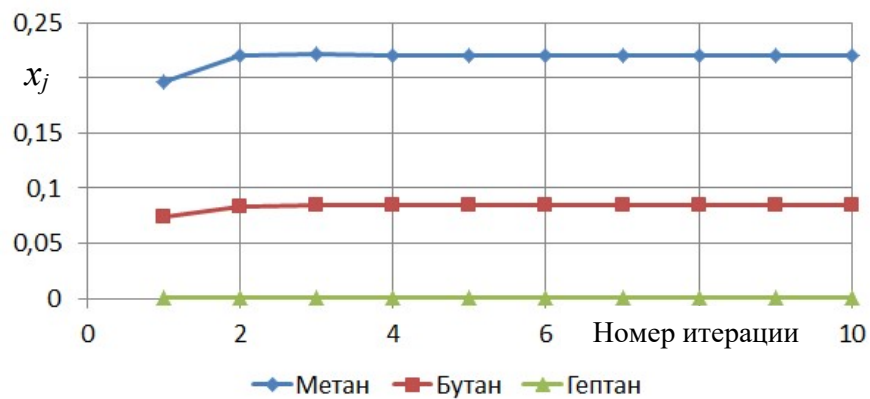


Рисунок 3.9 – Уточнение состава жидкости в процессе расчета фазового равновесия при заданных температуре и давлении

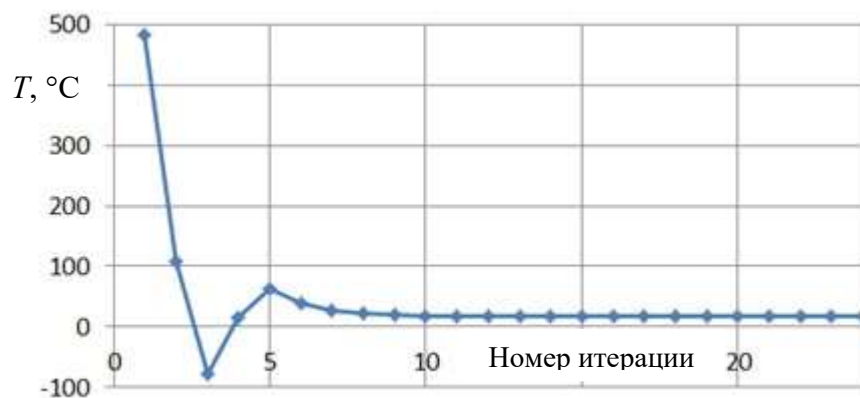


Рисунок 3.10 – Уточнение температуры в процессе расчета фазового равновесия при заданной энтальпии

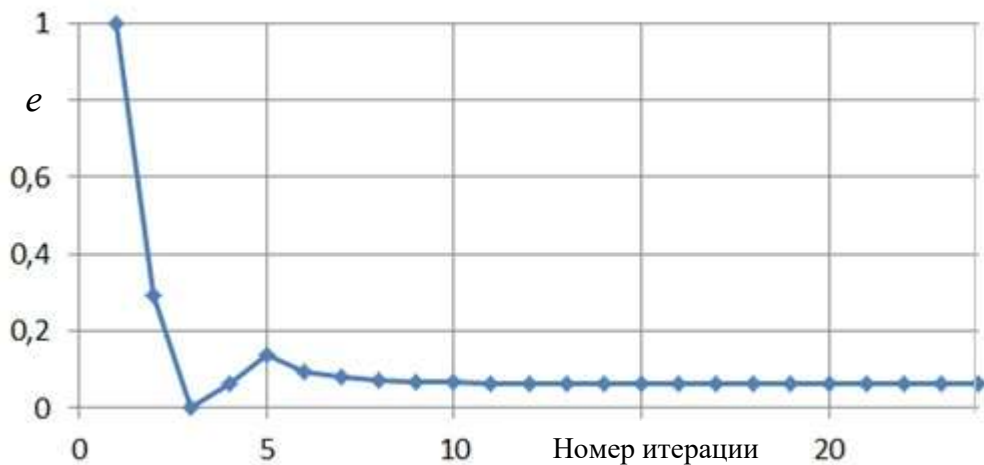


Рисунок 3.11 – Уточнение доли газа в процессе расчета фазового равновесия при заданной энтальпии

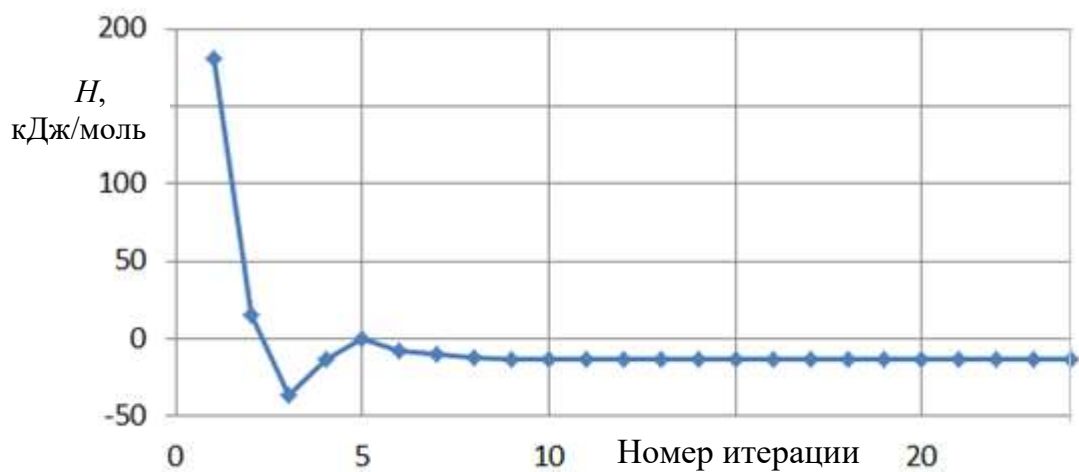


Рисунок 3.12 – Уточнение энтальпии в процессе расчета фазового равновесия при заданной энтальпии

Адекватность моделирования фазового равновесия была проверена путем сравнения с экспериментальными данными. В литературных источниках в основном представлены экспериментальные данные по равновесию в двухкомпонентных системах. Результаты такого сравнения для системы «этан – пропан» приведены в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Результаты сравнения для моделирования двухкомпонентной системы «этан – пропан».

x_m , % мол.	x_n , % мол. (расчетное)	x_n , % мол. (эксперим.)	P , атм	T , °C
При $T = -17,8$ °C				
0,00	0,00	0,00	2,57	-18,2
7,85	28,94	30,4	3,40	-18,4
37,3	72,67	74,3	6,80	-17,7
64,6	88,30	89,1	10,20	-17,4
90,1	97,20	97,2	13,60	-17,5
100,0	100,0	100,0	14,95	-17,7
При $T = 10,0$ °C				
0,00	0,00	0,00	6,22	9,7
3,1	10,22	10,4	6,80	9,6
19,5	45,00	45,4	10,20	10,4
35,7	64,05	64,4	13,60	10,4
50,7	75,71	76,3	17,00	10,6
65,1	84,16	84,8	20,40	10,5
78,1	90,44	90,5	23,80	10,6
91,1	96,20	96,1	27,20	10,2
100,0	100,0	100,0	29,75	9,8
При $T = 37,8$ °C				
0,00	0,00	0,00	12,83	37,6
14,9	31,1	31	17,00	36,6
35,3	56,1	55,8	23,80	37,0
53,5	70,6	70,4	30,60	37,6
70,5	81,2	81,6	37,40	37,6
84,3	88,8	89,4	44,20	38,2

Анализируя таблицу можно сделать вывод о хорошем согласовании результатов расчета с экспериментом.

Представленные выше алгоритмы могут быть реализованы на любом языке программирования, в различных математических пакетах (MathCAD, Maple), а также в программах, предназначенных для работы с электронными таблицами (Microsoft Excel, OpenOffice Calc).

3.4 Программная реализация адаптивной системы поддержания качества

Важным достоинством предлагаемой АСПК является то, что для реализации математической модели процесса подготовки нефти могут быть использованы существующие специализированные продукты для моделирования технологических процессов. К таким продуктам можно отнести зарубежные Aspen HYSYS, PRO/II, Petro-SIM, ChemCAD, а также отечественный программный продукт МиР ПиА Процесс. Использование в составе АСПК готовых программных продуктов позволит значительно ускорить процесс ее создания для конкретных установок подготовки нефти.

В настоящее время в России наиболее приоритетным считается использование отечественного программного обеспечения. В этой связи для численного решения уравнений (3.4) – (3.35), составляющих предложенную выше математическую модель, использовался специализированный программный продукт «МиР ПиА Процесс» [93].

Программный продукт позволяет решать проектные и производственные задачи, связанные с моделированием технологических процессов и аппаратов в различных отраслях промышленности. Он включает следующие модули:

- расчёта теплофизических свойств индивидуальных компонентов, углеводородных фракций и их смесей;
- расчёта фазовых равновесий многокомпонентных систем при различных условиях;
- моделирования различных тепломассообменных и гидромеханических аппаратов;
- объединения совокупности аппаратов в комплексную модель технологической установки для прогнозирования параметров работы оборудования и свойств технологических потоков;
- обработки результатов моделирования и генерации отчётов.

Для проведения численного моделирования необходимы теплофизические свойства химических веществ, составляющих легкую часть подготавливаемой нефти. К таким свойствам, прежде всего, относятся

критические параметры вещества, ацентрический фактор, а также температурные зависимости давления насыщенного пара, энтальпии идеального газа и т.д. С этой целью в базу компонентов программного продукта «МиР ПиА Процесс» были внесены легкие углеводороды, сероводород и ряд других газов.

Аппроксимация температурно-зависимых свойств от температуры проводилась методом наименьших квадратов. В качестве примера на рисунках 3.13 – 3.14 представлены сравнения расчетных зависимостей и экспериментальных данных для давления насыщенных паров и плотности пентана. Из рассмотрения графиков видно достаточно хорошее совпадение, что позволяет сделать вывод о корректной аппроксимации.

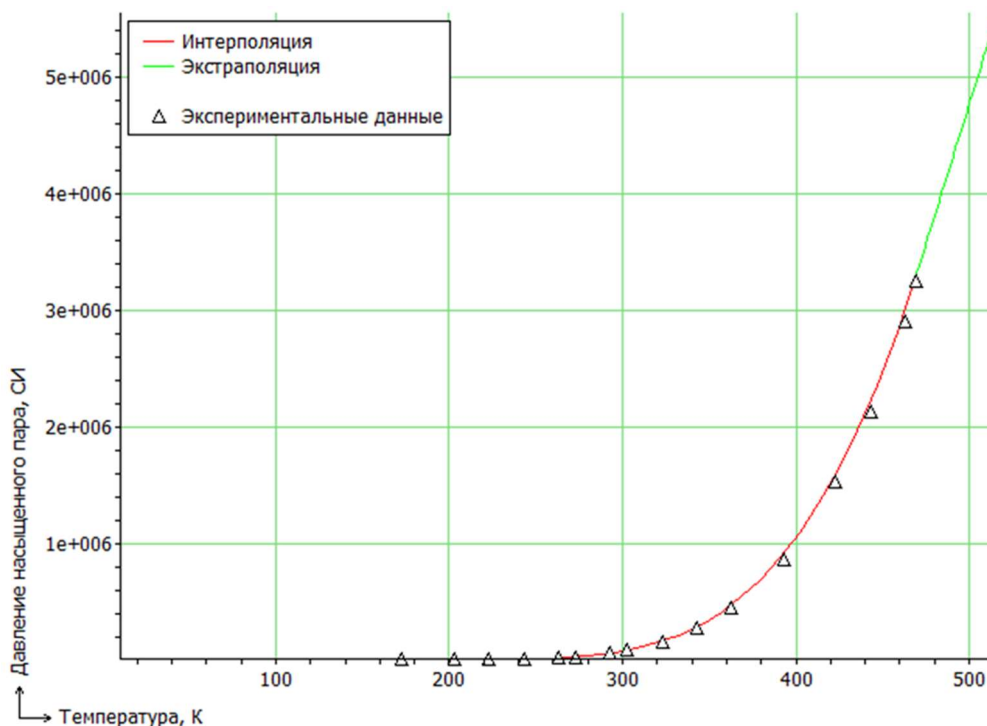


Рисунок 3.13 – Сравнение расчетных зависимостей и экспериментальных данных для давления насыщенных паров пентана

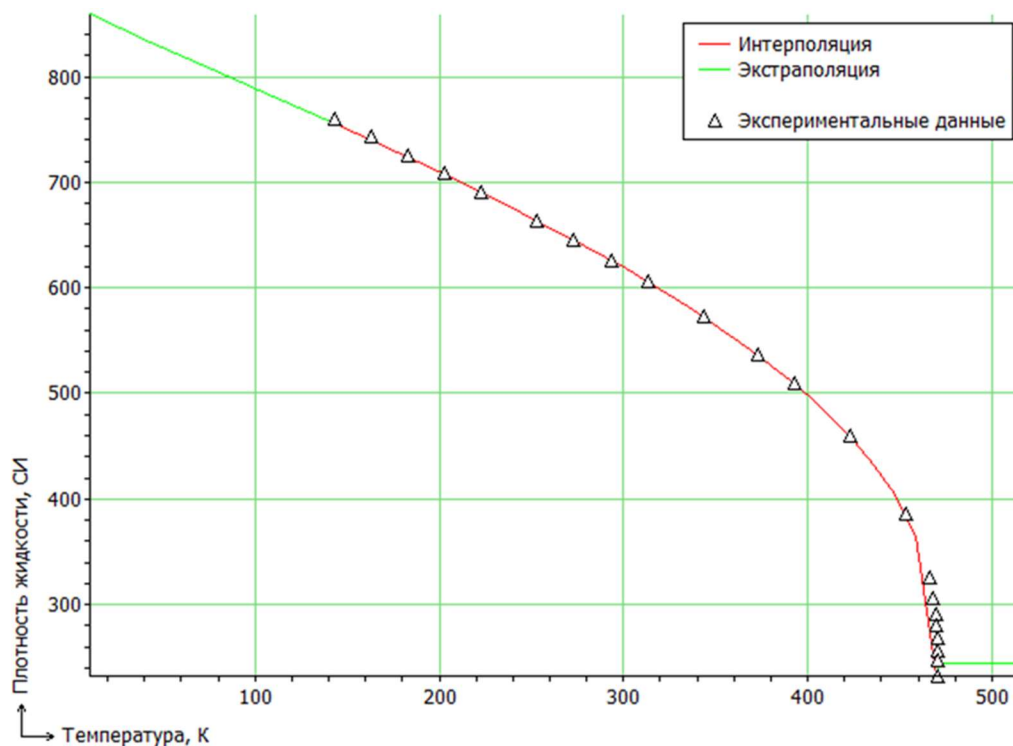


Рисунок 3.14 – Сравнение расчетных зависимостей и экспериментальных данных для плотности пентана

Для получения с помощью математической модели (3.4) – (3.35) точных результатов критически важно, чтобы данные по теплофизическим свойствам веществ были корректными. Однако, в силу большого количества веществ, составляющих формируемую базу данных, достаточно широкого набора их теплофизических свойств (как постоянных, так и зависящих от температуры), а также большого количества литературных источников, данные по веществам могут противоречить друг другу.

Для решения этой проблемы в базе данных был создан модуль автоматизированной проверки корректности параметров химических веществ [95]. В основе его работы лежат основные критерии соотношения между собой параметров вещества:

- критические значения температуры $T_{кр}$, объема $V_{кр}$, давления $P_{кр}$ и сжимаемости $Z_{кр}$ связаны между собой согласно отношению:

$$\left| Z_{кр} - \frac{P_{кр} V_{кр}}{RT_{кр}} \right| < E_{кр} \quad (3.40)$$

- соотношение ацентрического фактора химического вещества ω с температурной зависимостью давления насыщенного пара этого вещества $P_{нп}$ можно представить в следующем виде:

$$\left| \omega - \log_{10} \cdot \frac{P_{кр}}{P_{нп}(0,7 \cdot T_{кр})} + 1 \right| < E_{\omega} \quad (3.41)$$

- расчетное значение давления насыщенного пара $P_{нп}$ соотносится с температурой кипения компонента $T_{кин}$ согласно неравенству:

$$\left| P_{нп}(T_{кин}) - 101325 \right| < E_p \quad (3.42)$$

- соотношение значений энтальпии $H_{ид}$ и энтропии $S_{ид}$ идеального газа описывается следующим образом:

$$\left| \frac{dH_{ид}}{dT} \cdot (0,5 \cdot T_{кр}) - 0,5 \cdot T_{кр} \cdot \frac{dS_{ид}}{T} \cdot (0,5 \cdot T_{кр}) \right| < E_H \quad (3.43)$$

- значение стандартной плотности жидкости $\rho_{см}$ должно соответствовать температурной зависимости плотности жидкости ρ и удовлетворять следующему условию:

$$\left| \rho(298) - \rho_{см} \right| < E_{\rho} \quad (3.44)$$

Значение погрешностей E в приведенных выше формулах зависят от классов химических веществ.

Диалоговые окна базы данных для ввода постоянных значений теплофизических свойств и значений, зависящих от температуры, представлены на рисунках 3.15 – 3.17 соответственно.

Результаты тестирования базы данных выводятся в отдельном диалоговом окне программы, вид которого показан на рисунке 3.17.

Опыт от внедрения автоматического тестирования базы данных показал, что легкие углеводородные компоненты (кроме метана) с относительно небольшой молекулярной массой достаточно хорошо тестируются по представленным соотношениям, что позволят оперативно проверять корректность внесенных параметров.

Таким образом, применение автоматической системы тестирования базы данных в достаточной степени облегчает процесс проверки корректности внесенных параметров и значительно уменьшает вероятность получения недостоверных результатов вследствие некорректных исходных данных.

	Свойство компонента	Значение	Единицы измерения	Лит
1	Название компонента	1,1-Диметилциклопентан		...
2	Альтернативное название			...
3	Химическая формула	C ₇ H ₁₄		...
4	Группы веществ			...
5	Молекулярная масса	98.186	г/моль	...
6	Температура кипения	87.85	С	...
7	Стандартная плотность жидкости	758.57	кг/м ³	...
8	Стандартная энтальпия образования	-172048	Дж/моль	...
9	Стандартная энергия Гиббса образования	33425.8	Дж/моль	...
10	Ацентрический фактор	0.27235		...
11	Критическая температура	273.85	С	...
12	Критическое давление	3445.03	кПа	...
13	Критический объем	0.00036	м ³ /моль	...
14	Критическая сжимаемость	0.273		...
15	Температура тройной точки	-69.79	С	...

Рисунок 3.15 – Диалоговое окно для ввода постоянных значений теплофизических свойств вещества

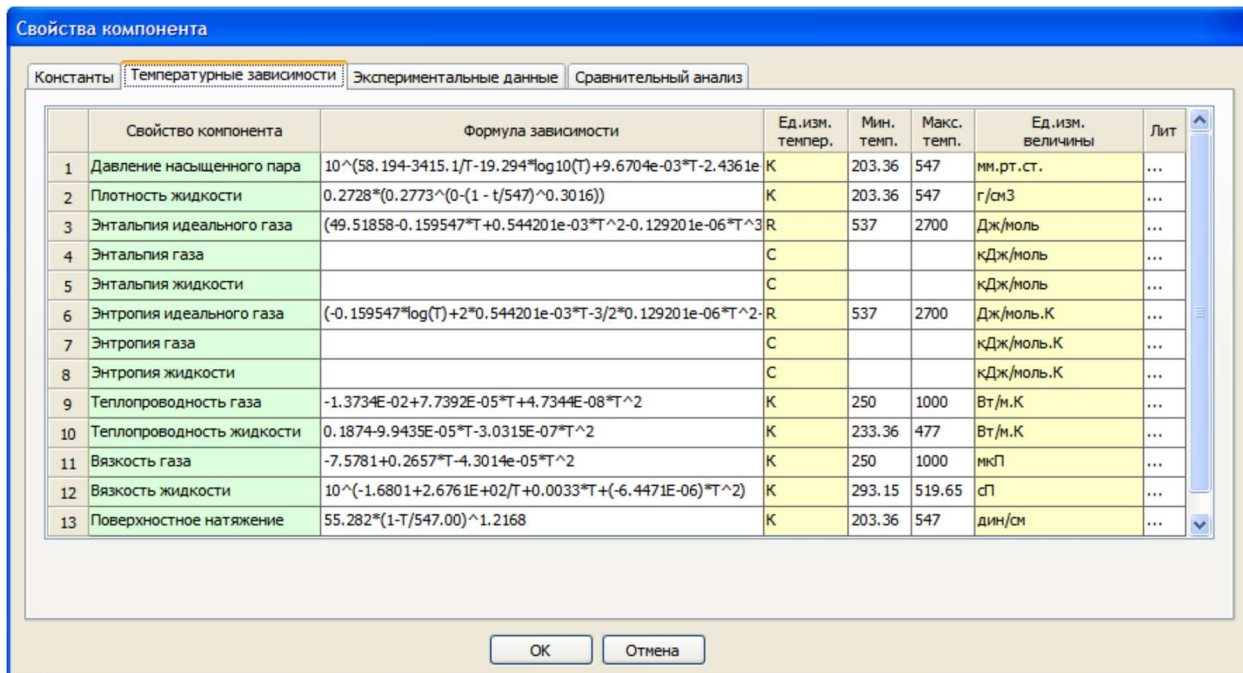


Рисунок 3.16 – Диалоговое окно для ввода свойств вещества зависящих от температуры

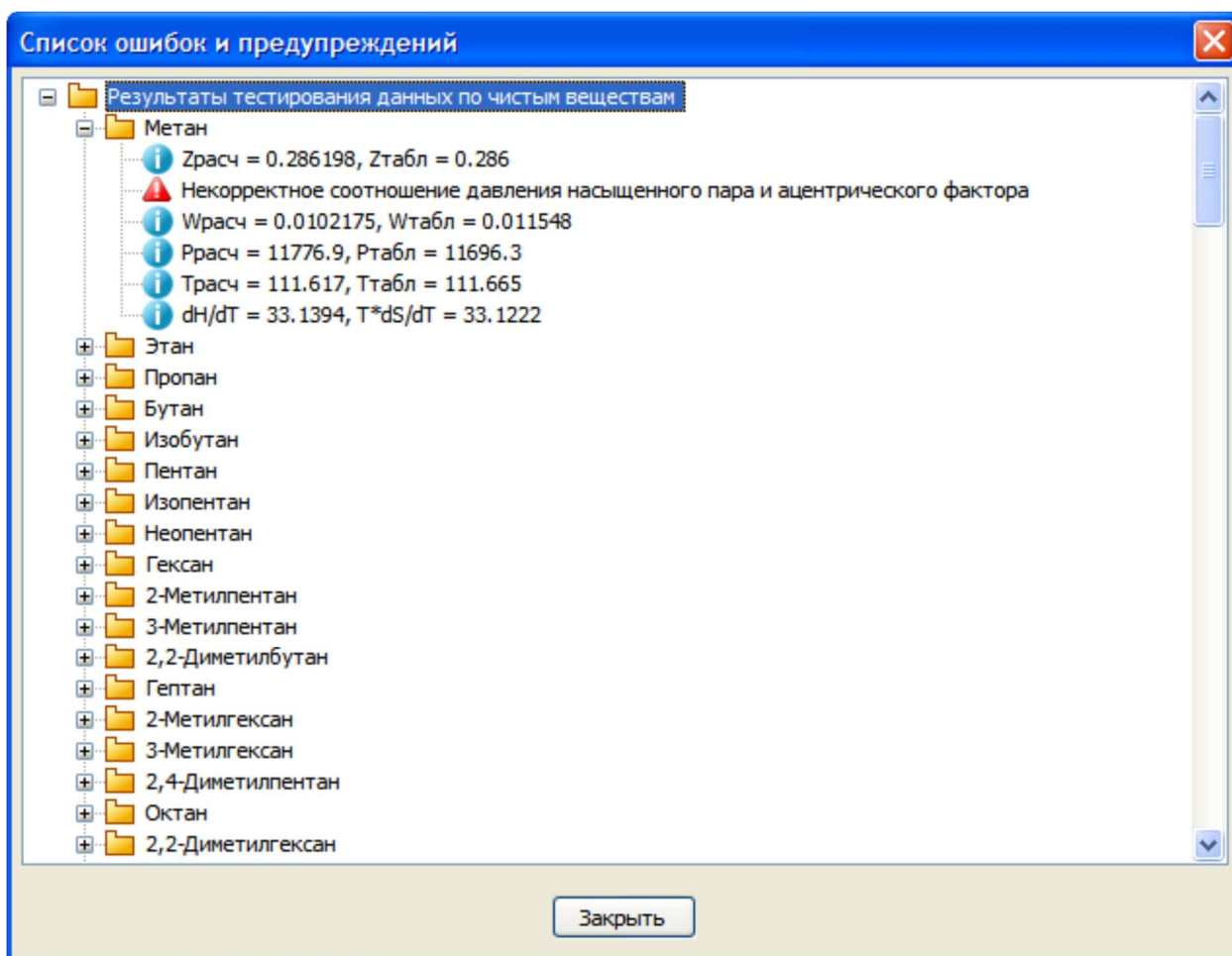


Рисунок 3.17 – Результаты тестирования базы данных в диалоговом окне

Несмотря на то, что в процессе подготовки нефти в газовую фазу в подавляющем большинстве переходят именно легкие углеводороды, на фазовое равновесие влияют и параметры более тяжелых нефтяных компонентов. В этой связи при создании математической модели процесса отдельное внимание было уделено описанию, собственно, нефти. Здесь существуют два основных подхода:

- 1) упрощенное моделирование каждой нефти в виде одного псевдокомпонента;
- 2) более точное описание нефтей с использованием их фракционного состава.

В программном продукте «МиР ПиА Процесс» реализованы оба подхода. Однако в диссертационной работе был использован первый (упрощенный) подход. Во-первых, практика моделирования показывает, что в данном случае существенного снижения точности результатов не происходит. Во-вторых, при большом количестве смешивающихся пластовых нефтей, число псевдокомпонентов становится слишком большим, что существенно увеличивает время моделирования. В-третьих, данные по фракционному для составу многих пластовых нефтей могут попросту отсутствовать.

Тем не менее, второй подход может быть рекомендован при моделировании установок подготовки нефти, в которых для доведения давления насыщенного пара до нормативных требований используются колонны стабилизации.

Плотность и молекулярная масса псевдокомпонентов подбираются таким образом, чтобы плотность и молекулярная масса для каждой пластовой нефти соответствовали результатам лабораторных анализов. Для расчета теплофизических свойств псевдокомпонентов были использованы корреляции, предложенные в работе [95].

Важным вопросом, связанным с использованием программного продукта «МиР ПиА Процесс» при построении АСПК, является анализ адекватности моделирования. Сложность этой задачи, главным образом, связана с

ограниченностью экспериментальных данных по фазовому равновесию для многокомпонентных смесей.

В этой связи такие сравнения возможно проводить с анализами действующих промышленных установок. Однако следует иметь в виду, что условия проведения технологических процессов далеки от равновесия и результаты могут иметь некоторые отклонения. Пример такого сравнения представлен в работе Иванякова С.В., Крючкова Д.А. «Применение программного продукта «МиР ПиА Процесс» для компьютерного моделирования систем сепарации нефти» [92]. В ней авторами было проведено сравнение результатов моделирования однократного разгазирования нефти различных месторождений и экспериментальных данных [7]. Суть работы заключалась в следующем:

- нефть приводилась к параметрам однократного разгазирования (атмосферное давление и температура 20 °С);
- для каждой нефти в качестве исходных данных задавались состав, температура и давление в пласте, соответствующие результатам экспериментов [7];
- для указанных значений температуры и давления определялись расход и состав паровой и жидкой фаз с помощью уравнения состояния Пенга–Робинсона.

Результаты данной работы были сведены в таблицу 3.3.

Анализируя данные итоговой таблицы, можно сделать выводы о достаточно небольшом отклонении расчетных данных от экспериментальных, что позволяет им рекомендовать программный продукт «МиР ПиА Процесс» для математического моделирования процессов нефтегазовой отрасли.

Модель газожидкостного равновесия, предложенная в диссертации, позволяет дополнительно повысить точность моделирования за счет введения поправочных коэффициентов γ_j (см. уравнение (3.12)), определяемых следующим образом

$$\gamma_j = \frac{x_{mj}^{экс} x_{nj}^{расч}}{x_{nj}^{экс} x_{mj}^{расч}}. \quad (3.45)$$

Таблица 3.3 – Результаты сравнения расчетных и экспериментальных данных по однократному разгазированию нефти

Компонент	Месторождение							
	Кулешовское				Марковское			
	Газ		Нефть		Газ		Нефть	
	Э ¹	Р ²	Э ¹	Р ²	Э ¹	Р ²	Э ¹	Р ²
Сероводород	0,35	0,45	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Углекислый газ	0,91	0,78	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Азот	9,77	8,62	0,00	0,02	0,77	0,73	0,00	0,00
Метан	24,56	21,58	0,00	0,12	68,30	65,22	0,00	0,37
Этан	21,41	19,48	1,05	0,67	16,51	15,91	0,37	0,55
Пропан	23,67	24,26	5,42	3,12	7,44	7,55	1,42	0,98
Изобутан	3,69	4,22	2,01	1,39	1,56	1,70	0,83	0,56
Бутан	9,01	11,22	7,29	5,28	2,74	3,31	2,69	1,56
Изопентан	2,59	3,18	4,34	3,99	0,96	1,35	2,44	1,71
Пентан	2,31	3,21	5,86	5,42	0,91	1,58	3,96	2,69
Циклопентан	0,02	0,11	0,29	0,26	0,00	0,11	0,49	0,27
2-Метилпентан	0,60	0,74	2,89	2,99	0,31	0,58	2,79	2,38
3-Метилпентан	0,34	0,42	1,82	1,90	0,13	0,34	1,86	1,55
Гексан	0,60	0,77	4,22	4,43	0,28	0,65	4,31	3,79
Метилциклопентан	0,17	0,18	0,98	1,05	0,09	0,17	1,18	0,98
2,4-Диметилпентан	0,00	0,01	0,13	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00
Циклогексан	0,00	0,14	1,04	1,03	0,00	0,11	0,97	0,80
2-Метилгексан	0,00	0,32	4,09	4,21	0,00	0,31	4,44	4,11
Гептан	0,00	0,18	3,17	3,32	0,00	0,22	4,33	4,22
Метилциклогексан	0,00	0,11	1,81	1,88	0,00	0,13	2,29	2,17
Остаток	0,00	0,00	53,59	58,77	0,00	0,00	65,63	71,31

¹ экспериментальные данные [7].

² расчетные параметры, полученные в «МиР ПиА Процесс».

3.5 Алгоритмы идентификации параметров математической модели по контролируемым косвенным параметрам технологического процесса

3.5.1 Постановка задачи параметрической идентификации

Построение математической модели установки подготовки нефти является ключевым моментом при создании системы поддержания качества подготовки нефти к транспорту. Именно на ее основе делается прогноз показателей качества готовой продукции. Предлагаемая в данной работе модель способна выполнять прогнозы на основании проведенных расчетов стационарного режима работы, т.е. для конкретных условий и значений параметров технологического режима. Однако основной проблемой нестабильности качества подготовки нефти как раз являются динамически изменяющиеся условия. Поэтому для корректного прогнозирования показателей качества готовой продукции параметры математической модели необходимо идентифицировать в режиме реального времени согласно текущему режиму работы технологического оборудования

В основе идентификации лежит сравнение реальных показателей значений технологического режима, измеренных с помощью штатных приборов АСУТП, со значениями, полученными в результате математического моделирования. В случае отклонения этих значений друг от друга, АСПК с помощью разработанных алгоритмов подбирает такие параметры оборудования, при которых эта разница будет минимальной. В результате АСПК будет осуществлять адекватное прогнозирование значений показателей качества подготовленной товарной нефти в промежутке между химическими анализами.

3.5.2 Параметрическая идентификация математической модели сепаратора

Одной из основных задач подготовки нефти является доведение ее давления насыщенных паров до нормативных значений – 500 мм.рт.ст. Это достигается путем ступенчатого разгазирования ее в специальных аппаратах – сепараторах. Моделирование процесса сепарации с помощью математической модели основывается на достижении равновесного состояния жидкости и газа при конкретных заданных условиях [98]. Однако для достижения такого равновесного состояния требуется длительное время. В реальных условиях подготовки нефти этому может препятствовать как недостаточное время пребывания смеси в сепараторе, так и особенности конструкции самого аппарата. В результате этого равновесное состояние может быть не достигнуто, а реальные результаты будут отличаться от расчетных.

Для идентификации моделей каждого из сепараторов С1, С2, С3 (модули МИС1 – МИС3 на рисунках 2.4 и 2.5) используются измеренные данные о температуре Т3, Т5, Т8, давлении Р2, Р4, Р14 и расходе газа на выходе G2, G4, G14. При этом значения температур Т3, Т5, Т8 и давлений Р2, Р4, Р14 напрямую вносятся в математическую модель (3.6) – (3.12). Затем определяется значение испарительного КПД ступени сепарации η_i , при котором расчетный расход газа равен измеренному. Это равенство обеспечивается за счет изменения констант фазового равновесия K_j на величину испарительного КПД

$$K_j = \eta_i \frac{f_{nj}}{f_{mj}}. \quad (3.46)$$

Таким образом, АСПК в ходе проведения вычислений выбирает такое значение КПД сепарации, при котором разность между реальным и расчетным расходами выделившегося газа будет минимальной:

$$f(\eta) = \left| G_i^{изм} - G_i^{расч}(\eta) \right| \quad (3.47)$$

$$f(\eta) = 0. \quad (3.48)$$

Типовая зависимость расчетного расхода газа (по отношению к его равновесному значению) от величины испарительного КПД приведена на рисунке 3.18. Монотонный характер данной зависимости всегда позволяет найти единственное решение задачи параметрической идентификации модели сепаратора. В диссертации это осуществляется с помощью метода половинного деления.

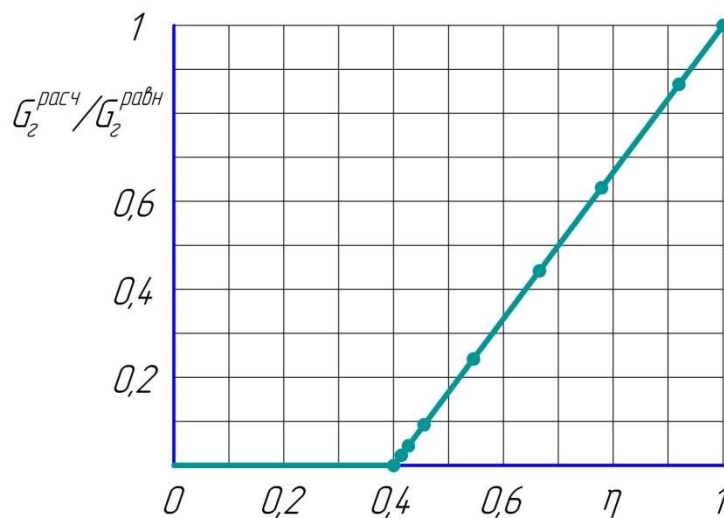


Рисунок 3.18 – Типовая зависимость отношения расчетного расхода газа к равновесному значению от КПД сепарации

Как отмечалось выше, внедрение АСПК не отменяет необходимости периодического проведения лабораторных анализов. Результаты анализов используются для уточнения параметров γ_j математической модели (3.4) – (3.35). Необходимость проведения корректировки обусловлена тем, что в ходе эксплуатации меняются параметры технологического оборудования, что влияет на интенсивность испарения отдельных веществ [2]. В случае отклонения расчетного давления $P_{нп}^{расч}$ от действительного $P_{нп}$ проводится корректировка значения $\gamma_{C_1-C_4}$ для легких компонентов от метана (C_1) до бутана (C_4) включительно. В случае отклонения расчетного содержания сероводорода $x_{H_2S}^{расч}$ от действительного x_{H_2S} проводится корректировка

значения γ_{H_2S} для сероводорода. Решение этих обратных задач проводится аналогично решению обратной задачи по определению температуры теплоносителя на выходе из печи.

3.5.3 Параметрическая идентификация математической модели теплообменника

Большое влияние на интенсивность процесса сепарации, а, следовательно, и на конечные показатели качества подготовленной нефти оказывает температура. Поэтому расчетные значения температуры, полученные в результате математических вычислений, должны как можно ближе соответствовать действительности.

В основе моделирования теплообменного оборудования лежат отечественные методики расчета, основанные на определении коэффициента теплопередачи зависящего от теплофизических свойств участвующих в процессе теплообмена сред и геометрических параметров применяемого теплообменного аппарата [89, 98]. Особенностью этих методик является то, что они используют критериальные уравнения, получены путем аппроксимации большого количества экспериментальных данных:

$$Nu = Nu(Re, Pr) \quad (3.49)$$

В этой связи сам метод расчета может приводить к погрешностям иногда достигающим до 20% [89, 98]. Кроме того, отклонение полученного в результате математического моделирования значения температуры от реальной, может быть следствием наличия термического загрязнения поверхности теплообмена.

Параметрическая идентификация модели теплообменников (модули МИТ1 – МИТ2, рисунок 2.5) проводится подобно идентификации модели сепараторов. При этом для каждого из теплообменников используются измеренные значения температур выходных потоков. Здесь варьируемой величиной выступает коэффициент термических сопротивлений загрязнений

r , влияющий на общий коэффициент теплопередачи аппарата. Величина коэффициента r находится из условия равенства расчетной выходной температуры потока реальному значению

$$f(r) = |T_i^{изм} - T_i^{расч}(r)|, \quad (3.50)$$

$$f(r) = 0. \quad (3.51)$$

Типовая зависимость выходной температуры от коэффициента r носит монотонный характер (рисунок 3.19), что позволяет найти единственное решение задачи.

Дополнительным плюсом идентификации является то, что она позволяет сделать выводы о состоянии теплообменного оборудования.

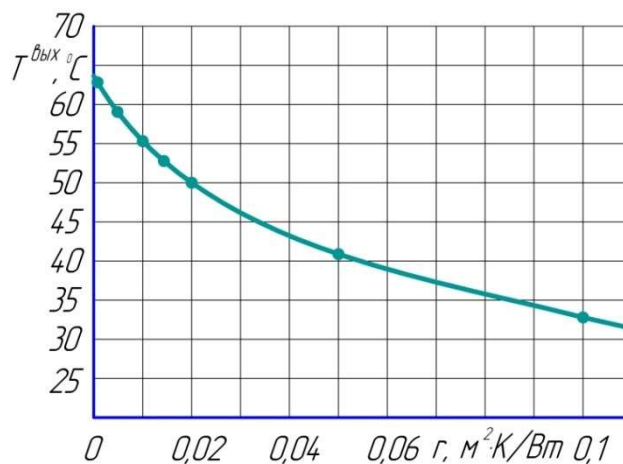


Рисунок 3.19 – Типовая зависимость выходной температуры от коэффициента термического сопротивления

Для апробации методики параметрической идентификации модели теплообменного оборудования была проведена отдельная работа, результаты которой изложены в [99]. В ходе этой работы исследовался процесс загрязнения теплообменного оборудования в действующей системе двухконтурного водоснабжения. Выбор этой системы обусловлен тем, что в ней имелась возможность анализа параметров теплообменного оборудования после его очистки от загрязнений в течение достаточного периода времени.

Результаты этой работы показали, что величина загрязнений может быть использована в качестве идентифицируемого параметра модели теплообменного оборудования. Это позволяет сделать вывод о том, что указанная процедура может быть выполнена АСПК для теплообменного оборудования установок подготовки нефти.

3.6 Учет временного запаздывания при корректировке параметров технологического процесса

Представленная выше математическая модель (3.4) – (3.35) описывает стационарный режим работы УПН, а корректировки технологического режима должны вноситься в разных точках технологической схемы. Время их внесения рассчитывается с учетом транспортного запаздывания. В диссертации это время определяется на основе модели идеального вытеснения и индивидуально для каждой конкретной УПН.

В силу больших объемов подготавливаемой продукции, достаточно редких изменений возмущающих воздействий, а также необходимость в затрате определенного количества времени на протекание основных теплофизических процессов, подготовка нефти является процессом, достаточно растянутым во времени. Временной интервал между внесением необходимых корректировок в технологический режим может составлять от нескольких часов, до нескольких суток, а в некоторых случаях и месяцев. Кроме того, для изменения технологического режима установки может потребоваться достаточное количество времени, которое в зависимости от изменяемого параметра и мощности самой установки находится в пределах от нескольких минут до нескольких часов. С одной стороны это облегчает задачу регулирования, исключая проблему запаздывания. Однако с другой стороны ставит вопрос выбора времени для исполнения принятого решения по корректировке режима. Как описано выше, корректировка качества выходящей продукции в рамках представленной работы, предлагается проводить в двух направлениях:

- изменение температуры нефти, поступающей на конечную ступень сепарации, путем регулирования нагрева теплоносителя в печи;
- изменение расхода реагента на нейтрализацию сероводорода в товарной нефти.

Из этого следует, что для каждого направления должен определяться свой временной интервал задержки по корректировке технологического режима. Значение этого интервала предлагается определять с учетом технологических особенностей работы оборудования на основе теории идеального вытеснения:

$$\tau = \sum_i \tau_i, \quad (3.52)$$

где τ_i – время задержки среды в i -м объекте УПН (включая трубопроводы).

При использовании теории идеального вытеснения допустим, что среды движутся по аппаратам и трубопроводам в виде несмешивающихся друг с другом объемов (см. рисунок 3.20).

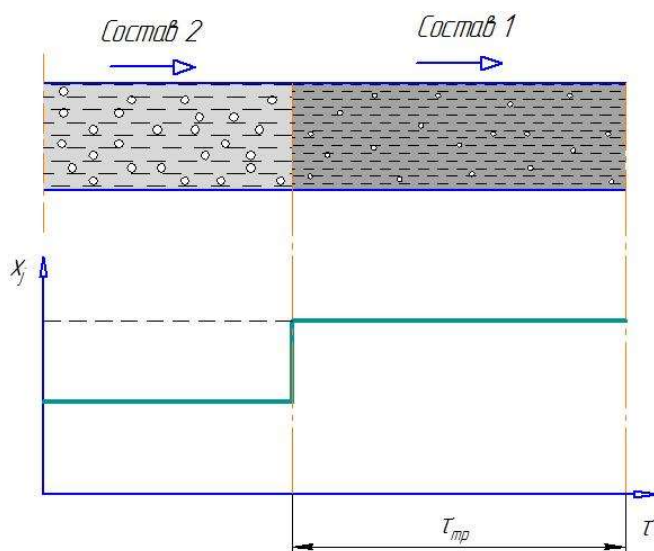


Рисунок 3.20 – Модель идеального вытеснения для трубопровода

Таким образом, время запаздывания среды для преодоления участка трубопровода будет определяться следующим образом:

$$\tau_{тр} = \frac{L_{тр} S_{тр} \rho}{G}, \quad (3.53)$$

где: τ_{mp} – время запаздывания при движении среды по трубопроводу;

L_{mp} – длина участка трубопровода;

S_{mp} – площадь сечения трубопровода;

G – массовый расход среды;

ρ – плотность среды.

Время запаздывания при прохождении среды в теплообменнике определяется аналогичным образом с учетом геометрических характеристик аппарата [89, 98] (см. рисунок 3.21).

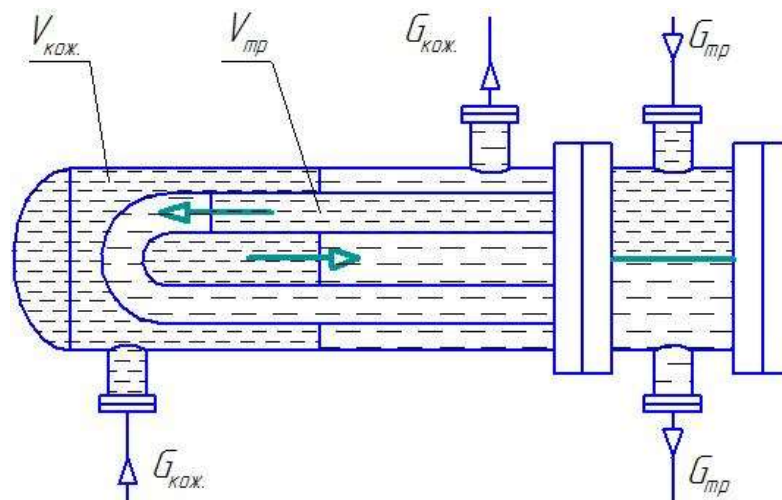


Рисунок 3.21 – Модель идеального вытеснения для теплообменника

Запаздывание среды при ее движении в трубном пространстве теплообменника будет определяться по формуле:

$$\tau_{mo}^{mp} = \frac{V_{mp} \rho}{G_{mp}}, \quad (3.54)$$

где: τ_{mo}^{mp} – время запаздывания при движении среды по трубному пространству теплообменника;

V_{mp} – объем трубного пространства теплообменника;

G_{mp} – массовый расход среды в трубном пространстве;

ρ – плотность среды.

Аналогично запаздывание среды в межтрубном пространстве теплообменника (в кожухе) будет определяться по формуле:

$$\tau_{то}^{кож} = \frac{V_{кож} \rho}{G_{кож}}, \quad (3.55)$$

где: $\tau_{то}^{кож}$ – время запаздывания при движении среды в кожухе теплообменника, сек;

$V_{кож}$ – объем межтрубного пространства теплообменника (кожуха);

$G_{кож}$ – массовый расход среды в межтрубном пространстве;

ρ – плотность среды.

В сепараторе технологическая среда разделяется на два потока: газовый и жидкостный (см. рисунок 3.22). Поэтому временное запаздывание определяется для каждого потока отдельно.

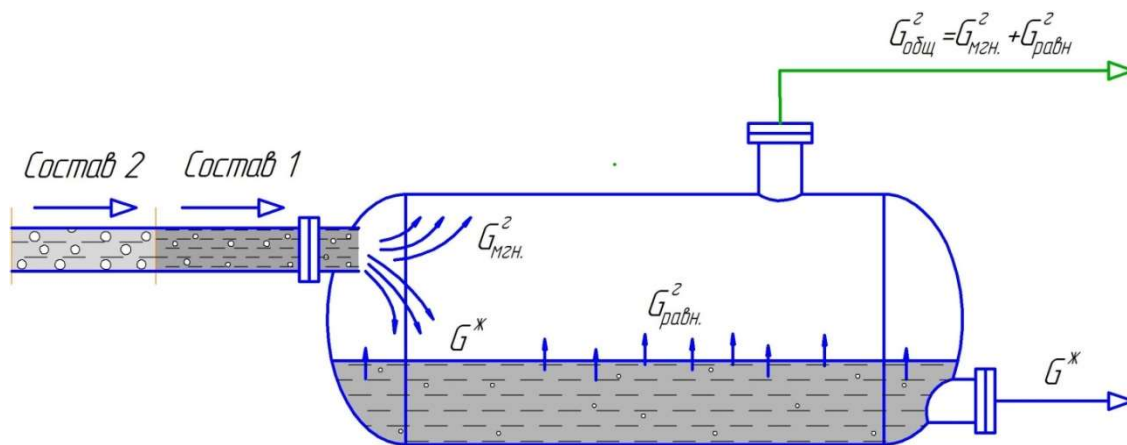


Рисунок 3.22 – Модель идеального вытеснения сепаратора

При этом выделение газа в сепараторе происходит в два основных этапа. Основная масса газа выделяется практически мгновенно при входе смеси в сепаратор $G_{мгн.}^2$, в соответствии с заданными термобарическими условиями. Остальная часть газа выделяется в процессе движения жидкости в сепараторе (см. рисунок 3.23).

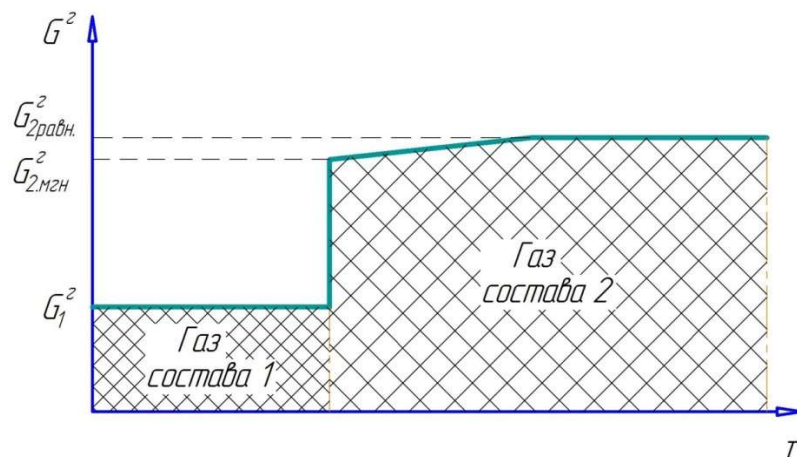


Рисунок 3.23 – Разгазирование потока в сепараторе

Учитывая тот факт, что основная масса газа выделяется на первом этапе разгазирования, то время запаздывания для газа в сепараторе можно определить следующим образом:

$$\tau_{сеп}^2 = \frac{V_{сеп}^2 \rho_z}{G_z}, \quad (3.56)$$

где: $\tau_{сеп}^2$ – время запаздывания для газа в сепараторе;

$V_{сеп}^2$ – объем газовой фазы, находящейся в сепараторе;

G_z – массовый расход газа в сепараторе;

ρ_z – плотность газа.

Аналогично запаздывание для жидкости в сепараторе будет определяться по формуле:

$$\tau_{сеп}^{жс} = \frac{V_{сеп}^{жс} \rho_{жс}}{G_{жс}}, \quad (3.57)$$

где: $\tau_{сеп}^{жс}$ – время запаздывания для жидкости в сепараторе;

$V_{сеп}^{жс}$ – объем жидкой фазы, находящейся в сепараторе;

$G_{жс}$ – массовый расход жидкости в сепараторе;

$\rho_{жс}$ – плотность жидкости.

На рисунке 3.24 показаны типовые временные диаграммы изменения потоков УПН и транспортных запаздываний для управляющих воздействий. Эти временные диаграммы относятся к простейшему случаю скачкообразного изменения состава $\bar{x}_{сум}^{расч}$ исходной нефти (график а). При этом изменение давления насыщенных паров товарной нефти $P_{нп}$ и содержания сероводорода x_{H_2S} в ней происходит синхронно в конце цикла подготовки (графики б и в). График г отображает время внесения корректировки расхода реагента $t_{рек}^{рек}$. Изменение температуры нагрева нефти $T_{печь}$ осуществляется с учетом инерции контура нагрева (график д).

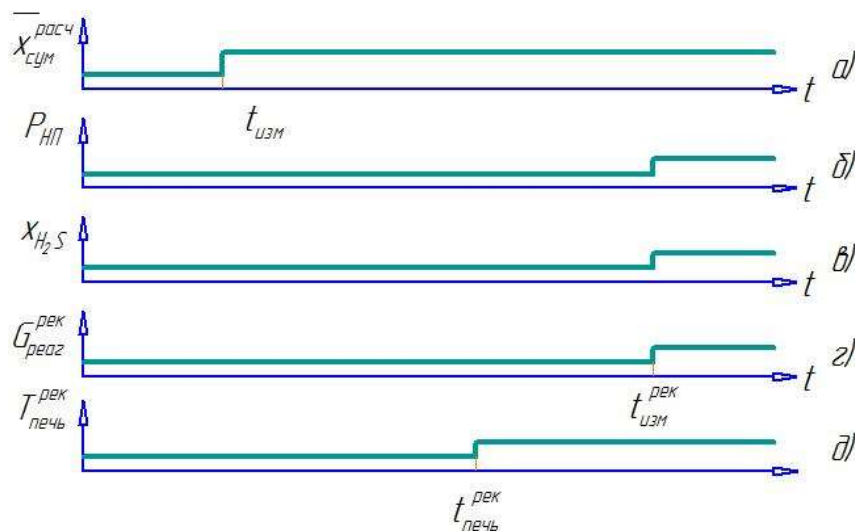


Рисунок 3.24 – Временные диаграммы изменения потоков УПН и транспортных запаздываний для управляющих воздействий

Если, как отмечалось ранее, инерционность подачи реагента в модели (3.4) – (3.35) не учитывается, то изменение расхода реагента происходит в момент поступления потока новой нефти в емкость Е1. Однако в силу определенной инерционности контура нагрева теплоносителя регулировка режимов работы печи должна происходить заблаговременно. Для определения времени упреждения применяется эмпирическая формула реакции аperiodического

звена с запаздыванием, описывающая изменение во времени температуры потока 9, выходящего из теплообменника Т2 (см. рисунок 3.25)

$$T_9(t) = T_9^{\text{кон}} - (T_9^{\text{кон}} - T_9^{\text{нач}}) \exp\left(-\frac{t - t_{\text{печь}}^{\text{рек}}}{\tau_{\text{цирк}}}\right), \quad (3.58)$$

где $T_9^{\text{нач}}$, $T_9^{\text{кон}}$ – начальное и конечное значение температуры, соответствующие старому и новому технологическому режиму;

$\tau_{\text{цирк}}$ – постоянная времени контура циркуляции теплоносителя, определяемая экспериментально для конкретной УПН

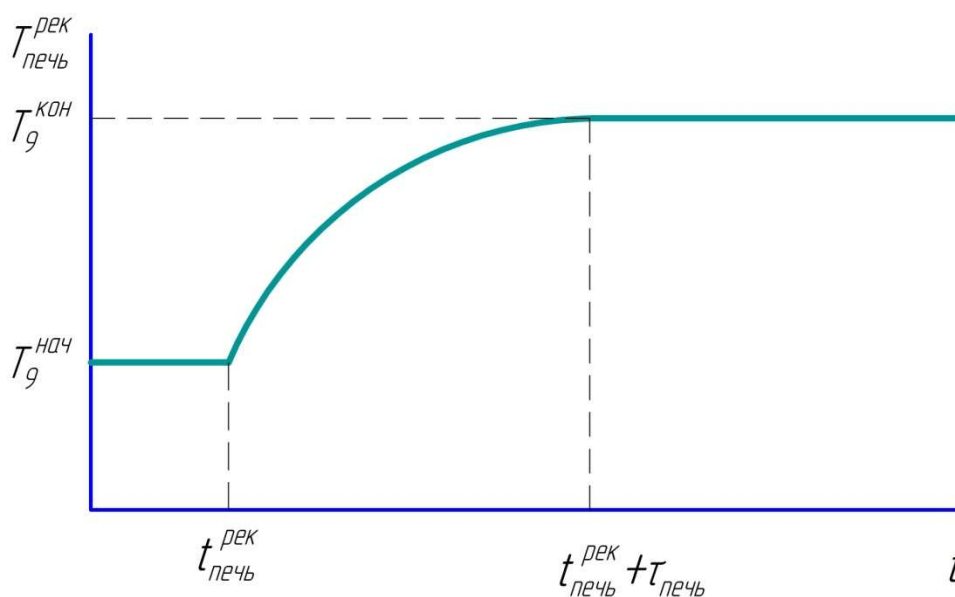


Рисунок 3.25 – График переходного процесса в теплообменнике Т2

Тогда время упреждения для печи будет равно (при допустимом отклонении температуры на 0,1 °С)

$$\tau_{\text{печь}} = \tau_{\text{цирк}} \ln \frac{T_9^{\text{кон}} - T_9^{\text{нач}}}{0,1}. \quad (3.59)$$

3.7 Методика определения рекомендуемых параметров технологического режим

Результатом решения уравнений (3.4) – (3.35) является определение значений показателей качества товарных потоков. Эти данные поступают в

блок выбора режима для сравнения с нормативными значениями (см. рисунок 2.5). В случае отклонения найденных значений от нормативных режимный модуль ИММ определяет температуру теплоносителя на выходе из печи $T_{печь}^{рек}$ и расход реагента для нейтрализации сероводорода $G_{реаг}^{рек}$. Эта задача имеет единственное решение и не требует применения многомерных методов поиска. Это возможно, так как $P_{нп}^{расч}$ зависит только от $T_{печь}^{рек}$, а $G_{реаг}^{рек}$ рассчитывается, исходя из остаточного содержания сероводорода при температуре $T_{печь}^{рек}$.

Поэтому в первую очередь определяется температура $T_{печь}$ теплоносителя на выходе из печи, обеспечивающая требуемое значение давления насыщенных паров $P_{нп}^{норм}$. Решение этой обратной задачи осуществляется в режимном модуле ИММ методом многократного решения прямой задачи.

На рисунке 3.26 показан типовой график зависимости давления насыщенных паров от температуры теплоносителя. Монотонный характер представленной зависимости позволяет легко определить решение $T_{печь}$, например методом половинного деления.

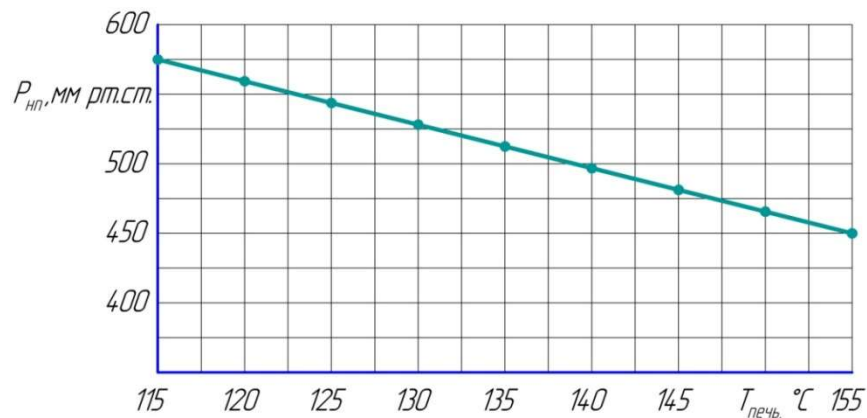


Рисунок 3.26 – Зависимость давления насыщенных паров от температуры теплоносителя.

После определения температуры теплоносителя $T_{печь}^{рек}$ рассчитывается количество реагента необходимого для нейтрализации сероводорода $G_{реаг}^{рек}$ по формуле (3.32).

3.8 Выводы по третьей главе

1. Создана математическая модель, описывающая стационарный режим работы УПН.
2. Предложена модель смешения нефтей с запаздыванием, позволяющая определить состав суммарной нефти, поступающей на подготовку.
3. Разработаны алгоритмы идентификации параметров математической модели УПН по данным АСУТП.
4. Предложен подход по оценке моментов времени, в которые происходит корректировка параметров технологического режима.
5. Разработана методика определения рекомендуемых параметров технологического режима подготовки нефти.

4 РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ АСПК ДЛЯ ТИПОВОЙ УПН

4.1 Результаты параметрической идентификация математической модели типовой УПН

Данная глава посвящена примеру применения АСПК для одного из типовых случаев, изучаемых в процессе обучения специалистов по подготовке нефти, проводимых в ЧОУ ДПО "МИПО". Здесь рассматривается параметрическая идентификация математической модели по типовым данным об условиях работы установки. Технологическая схема УПН для данной задачи представлена на рисунке 4.1.

Технологический режим установки обеспечивается поддержанием заданных давлений на трех ступенях сепарации и температурой теплоносителя на выходе из печи.

Согласно приведенной схеме данная установка оснащена расходомерами газа на каждой ступени сепарации, а также датчиками температуры на выходе из теплообменного оборудования.

На установку для подготовки поступает смесь нефтей из трех пластов, химический состав которых приведен в таблице 4.1. Для идентификации выбран период, когда объемы добычи их всех пластов не менялись с течением времени.

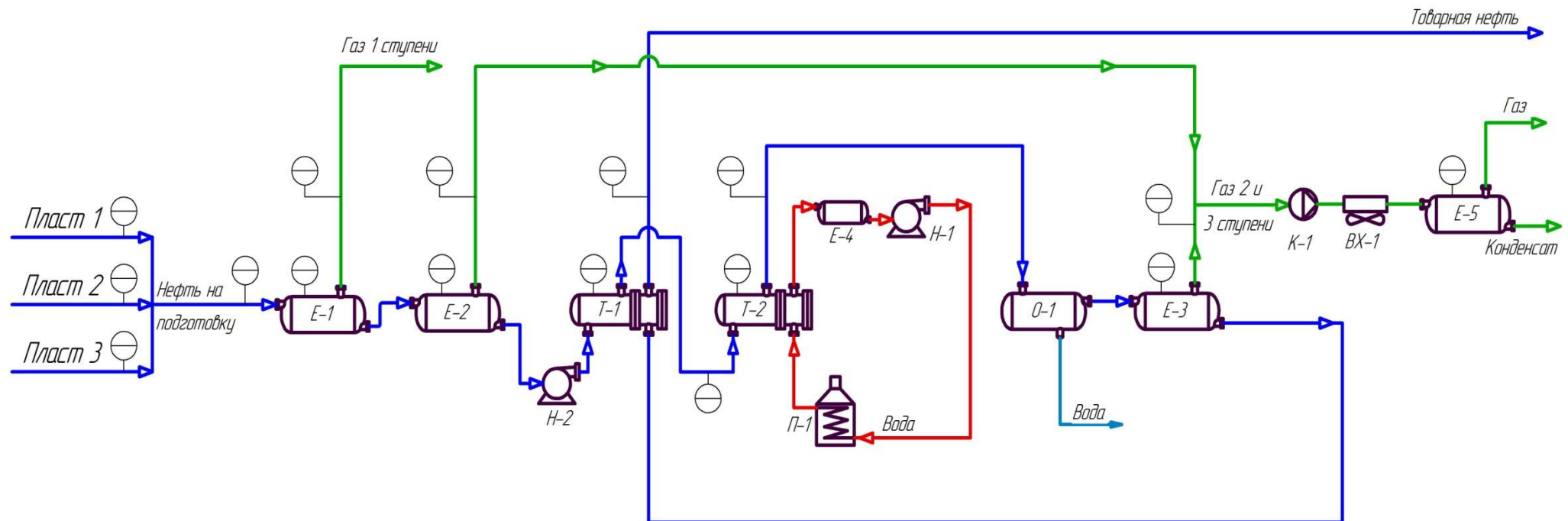


Рисунок 4.1 – Технологическая схема процесса подготовки нефти

Таблица 4.1 – Химический состав нефтей, поступающих на установку

Компонент	Содержание, % масс.		
	Пласт 1	Пласт 2	Пласт 3
Сероводород	0,11	0,31	0,19
Метан	1,41	18,95	16,68
Этан	0,91	11,28	7,05
Пропан	3,45	8,82	7,55
Изобутан	1,28	0,95	1,42
Бутан	4,99	3,47	4,35
Изопентан	3,46	1,66	2,83
Пентан	4,57	1,81	3,02
Циклопентан	0,29	0,09	0,31
2-Метилпентан	3,61	1,87	2,81
Гексан	3,38	1,11	2,03
Метилциклопентан	0,72	0,38	0,51
Циклогексан	0,68	0,15	0,47
2-Метилгексан	2,54	1,61	1,74
Гептан	3,36	1,24	2,52
Вода	25,96	16,39	29,24
Остаток пласт 1	39,28	0,00	0,00
Остаток пласт 2	0,00	29,91	0,00
Остаток пласт 3	0,00	0,00	17,28

Расчетная схема УПН, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс», представлена на рисунке 4.2.

Сводные данные, полученные с системы АСУТП и результаты расчета, полученные с помощью модели до идентификации, сведены в таблицу 4.2. Из рассмотрения данных таблицы видны расхождения между измеренными и рассчитанными значениями расхода газа на ступенях сепарации, а также температур потоков на выходе из теплообменников.

Наличие этой разницы требует проведения параметрической идентификации математической процесса.

В ходе идентификации параметров модели сепараторов были получены зависимости расходов газа и температур на ступенях сепарации от соответствующих испарительных КПД. В результате были выбраны такие значения КПД, при которых расхождения между расчетными и измеренными значениями расходов газа были минимальными. Это показано на рисунках 4.3 – 4.5 и в таблицах 4.3 – 4.5.

При идентификации параметров теплообменников были получены зависимости выходных температур от величины коэффициентов термического загрязнения. Это дало возможность выбрать такие значения коэффициентов термического загрязнения, при которых разница между измеренными и рассчитанными значениями температур выходящих потоков будет минимальной. Это проиллюстрировано на рисунках 4.6 – 4.7 и в таблицах 4.6 – 4.7.

После идентификации параметров моделей оборудования вновь было проведено моделирование, результаты которого сведены в таблицу 4.2. Из рассмотрения видно хорошее совпадение результатов моделирования с измеренными значениями контролируемых параметров. Это позволяет сделать вывод о способности АСПК отслеживать и подстраиваться под реальный режим работы установки.

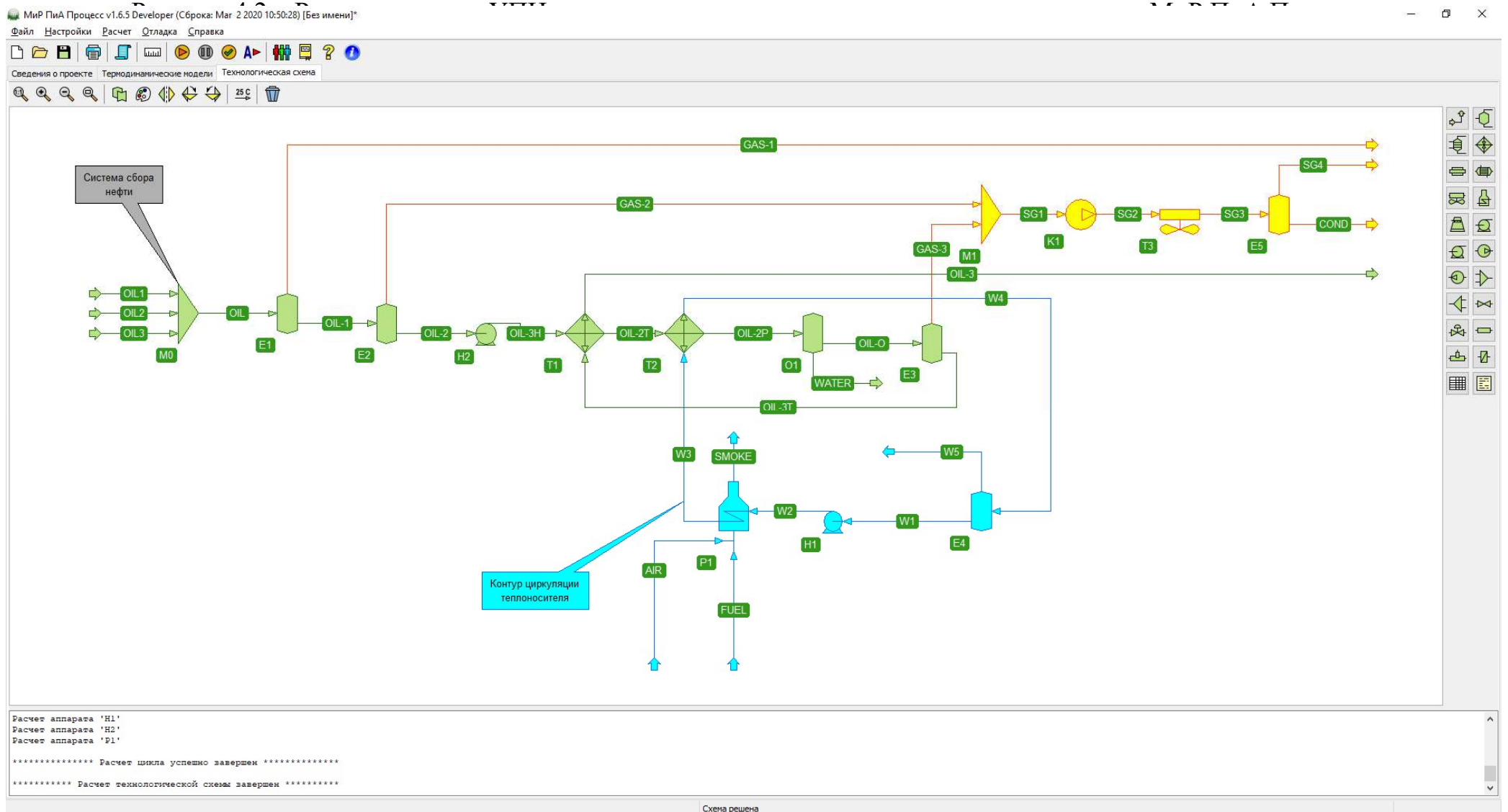


Таблица 4.2 – Сводная таблица результатов идентификации параметров математической модели

Параметр:	Размер- ность:	Режим:		
		Реальный	Расчетный до идентификации	Расчетный после идентификации
		Значения:		
1	2	3	4	5
Расход нефти 1	кг/ч	96300	96300	96300
Расход нефти 2	кг/ч	24400	24400	24400
Расход нефти 3	кг/ч	17100	17100	17100
Суммарный расход нефти	кг/ч	137800	137800	137800
Температура в сепараторе C1	°C	23,5	20,9	23,4
Расход газа из сепаратора C1	м³/ч	4870	4986	4869
Температура в сепараторе C2	°C	18,5	17	18,8
Расход газа из сепаратора C2	м³/ч	1760	1369	1763
Температура сырой нефти на входе в T1	°C	18,5	17	18,8
Температура сырой нефти на выходе из T1	°C	28,5	29,7	28,8
Температура подготовленной нефти на входе в T1	°C	35,5	56,7	53,6
Температура подготовленной нефти на выходе из T1	°C	32	28,7	32,1

Продолжение таблицы 4.2

1	2	3	4	5
Температура сырой нефти на входе в Т2	°C	28,5	29,7	28,8
Температура сырой нефти на выходе из Т2	°C	70,0	77,8	70,1
Температура воды на входе в Т2	°C	135	135	135
Температура воды из Т2	°C	77	67,5	76,9
Расход воды в Т2	кг/ч	50000	50000	50000
Температура в сепараторе С3	°C	54,0	56,7	53,8
Расход газа из сепаратора С3	м³/ч	3050	3075	3050
Содержание H ₂ S в подготовленной нефти	ppm	17	11	18
ДНП подготовленной нефти	кПа	62,5	53,7	63,4

Таблица 4.3 – Идентификация параметров модели сепаратора С1

КПД	Расход газа, кг/ч	Температура, °C
100	4986	20,9
95	4968	21,3
90	4947	21,7
85	4925	22,2
80	4901	22,7
75	4874	23,3
74	4869	23,4
70	4845	23,9
65	4812	24,5
60	4775	25,1
55	4732	25,8
50	4684	26,6

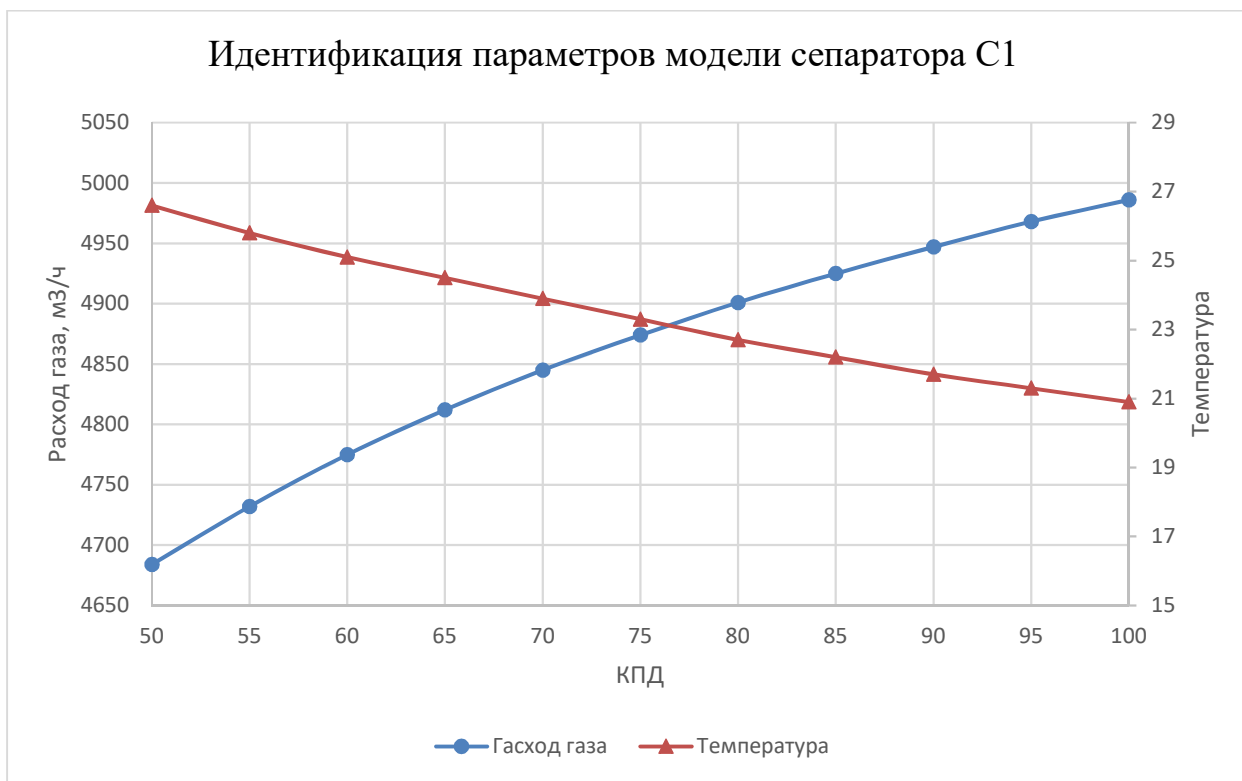


Рисунок 4.3 – Зависимости, полученные при идентификации параметров модели сепаратора С1

Таблица 4.4 – Идентификация параметров модели сепаратора С2

КПД	Расход газа, кг/ч	Температура, °C
100	2188	17,2
95	2093	17,5
90	1995	17,9
85	1892	18,3
80	1785	18,7
79	1763	21,2
75	1674	19,1
70	1559	19,5
65	1439	19,9
60	1315	20,3
55	1187	20,7
50	1056	21,2

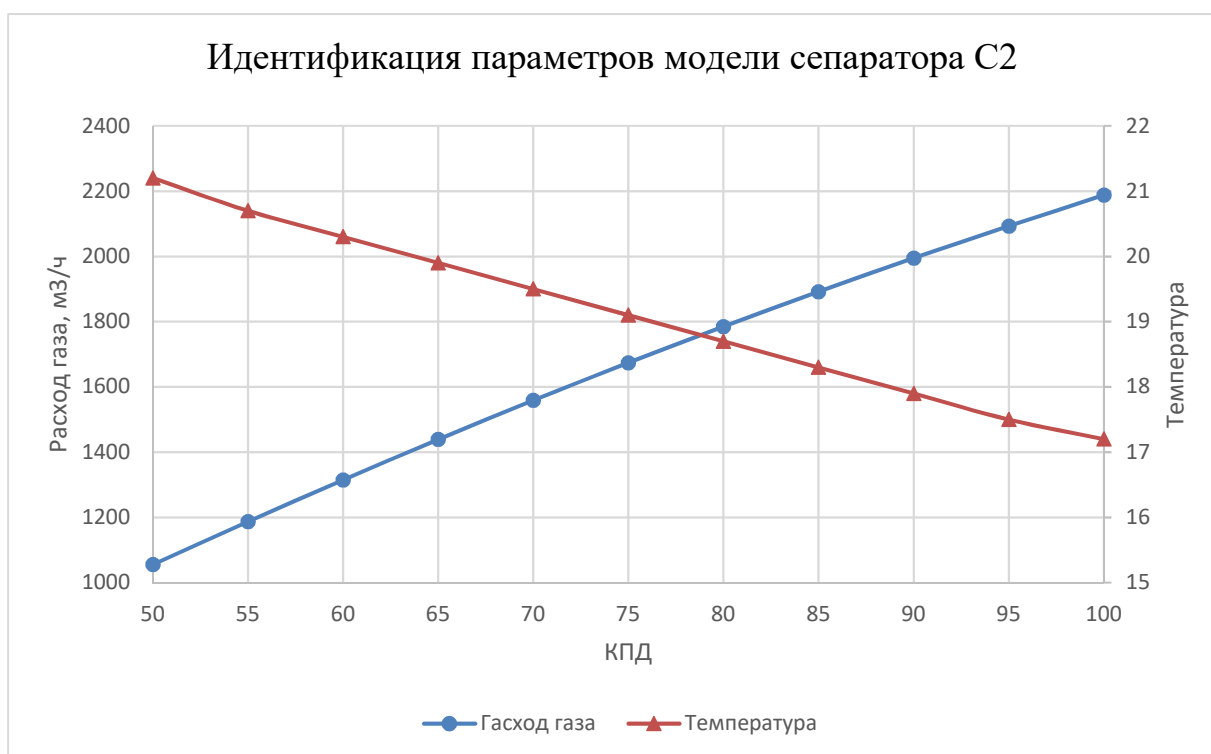


Рисунок 4.4 – Зависимости, полученные при идентификации параметров модели сепаратора С2

Таблица 4.5 – Идентификация параметров модели сепаратора СЗ

КПД	Расход газа, кг/ч	Температура, °C
100	3279	52,3
95	3155	53,1
91	3050	53,8
90	3023	54
85	2879	54,9
80	2724	55,9
75	2554	57
70	2370	58,1
65	2166	59,3
60	1941	60,6
55	1693	62
50	1416	63,5

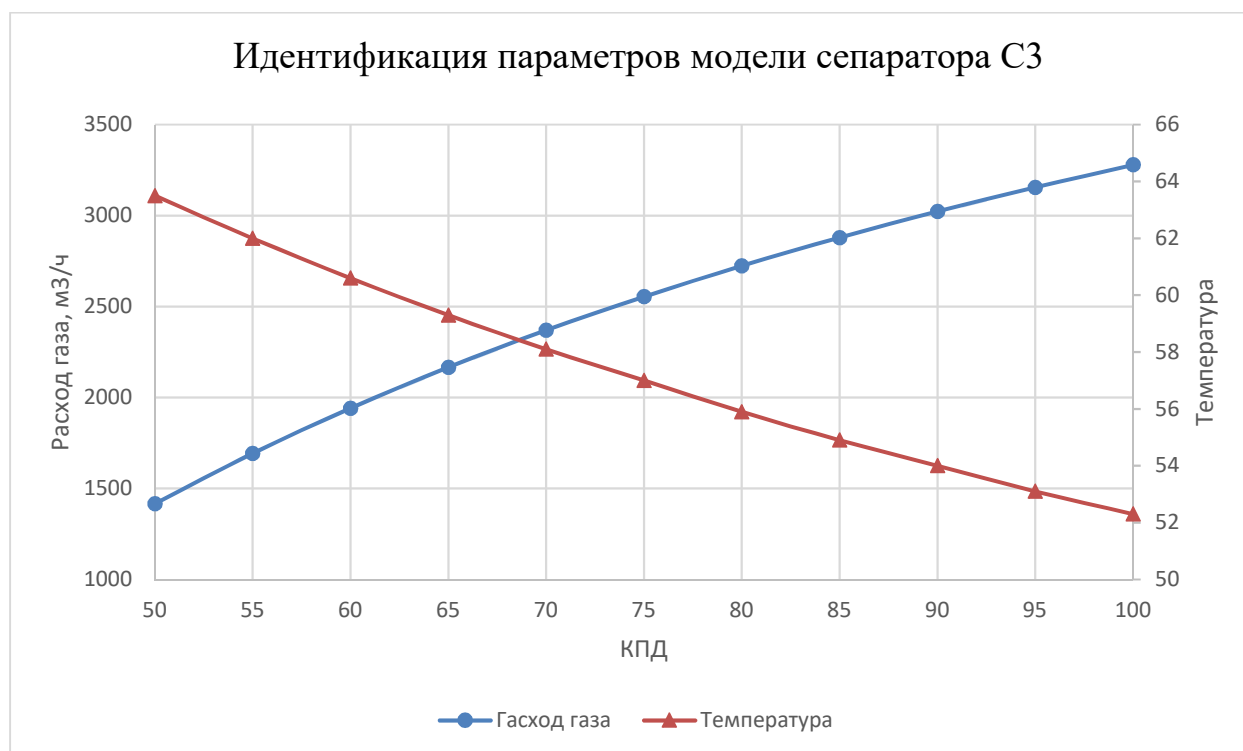


Рисунок 4.5 – Зависимости, полученные при идентификации параметров модели сепаратора СЗ

Таблица 4.6 – Идентификация параметров модели теплообменника Т1

Загрязнения	Сырая нефть на входе	Сырая нефть на выходе	Подготовленная нефть на входе	Подготовленная нефть на выходе
$M^2 \cdot \mu^0$ С/ккал	°C	°C	°C	°C
0,0000	18,8	30,2	53,2	28,5
0,0001	18,8	30,1	53,2	28,6
0,0005	18,8	29,9	53,2	29,1
0,0010	18,8	29,6	53,2	29,8
0,0015	18,8	29,3	53,2	30,5
0,0020	18,8	29	53,2	31,2
0,0025	18,8	28,7	53,2	31,9
0,0030	18,8	28,4	53,2	32,5
0,0035	18,8	28,1	53,2	33,2
0,0040	18,8	27,8	53,2	33,8
0,0045	18,8	27,5	53,2	34,4
0,0050	18,8	27,2	53,2	34,9

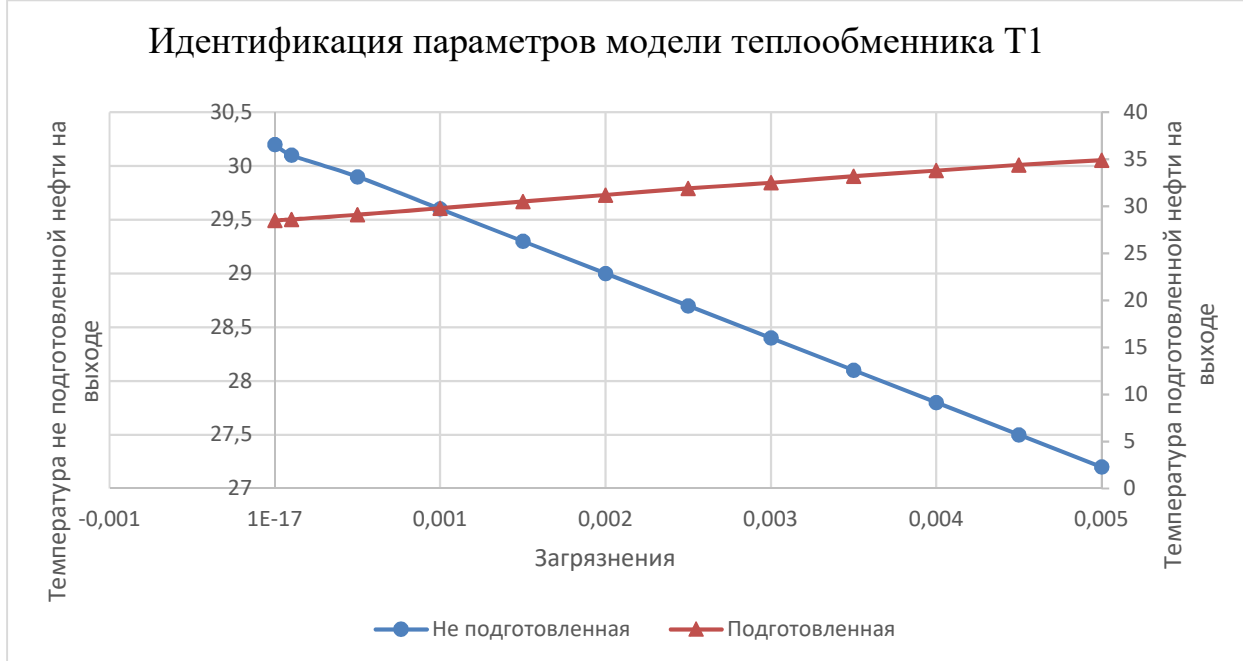


Рисунок 4.6 – Зависимости, полученные при идентификации параметров модели теплообменника Т1

Таблица 4.7 – Идентификация параметров модели теплообменника Т2

Загрязнения	Сырая нефть на входе	Сырая нефть на выходе	Подготовленная нефть на входе	Подготовленная нефть на выходе
$\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C} / \text{ккал}$	$^\circ\text{C}$	$^\circ\text{C}$	$^\circ\text{C}$	$^\circ\text{C}$
0	28,7	72,1	135	74,8
0,0001	28,7	71,8	135	75,1
0,0005	28,7	70,9	135	76,5
0,00085	28,7	70,1	135	77,7
0,001	28,7	69,8	135	78,2
0,0015	28,7	68,7	135	79,9
0,002	28,7	67,6	135	81,5

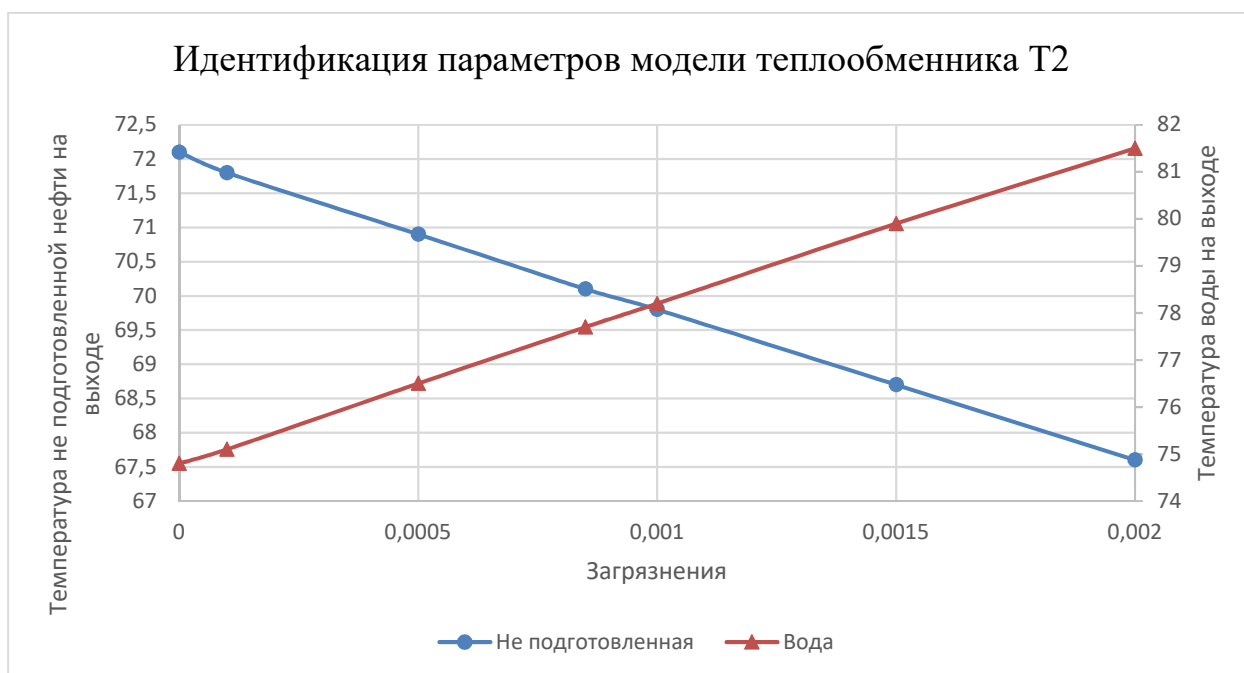


Рисунок 4.7 – Зависимости, полученные при идентификации параметров модели теплообменника Т2

4.2 Применение адаптивной системы поддержания качества для корректировки расхода реагента для нейтрализации сероводорода

В этом пункте рассматривается пример корректировки расхода реагента для нейтрализации сероводорода.

Смесь добытых нефтей (см. таблицу 4.8) поступает на установку подготовки с целью доведения остаточного содержания H_2S – до 20 ppm. На рисунке 4.8 представлена типичная ситуация, когда добыча одного из пластов (наиболее сернистого) временно прекращается из-за остановки скважины на ремонт.

Реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс» расчетная схема УПН (см. рисунок 4.9) позволяет определить показатели качества подготовленной нефти в условиях меняющегося состава сырья. В результате моделирования установлено, что предложенная схема подготовки нефти обеспечивает поддержание ДНП на достаточно стабильном уровне даже при постоянном температурном режиме на концевой ступени сепарации. Таким образом, в данном случае корректировка технологического режима по температуре не требуется

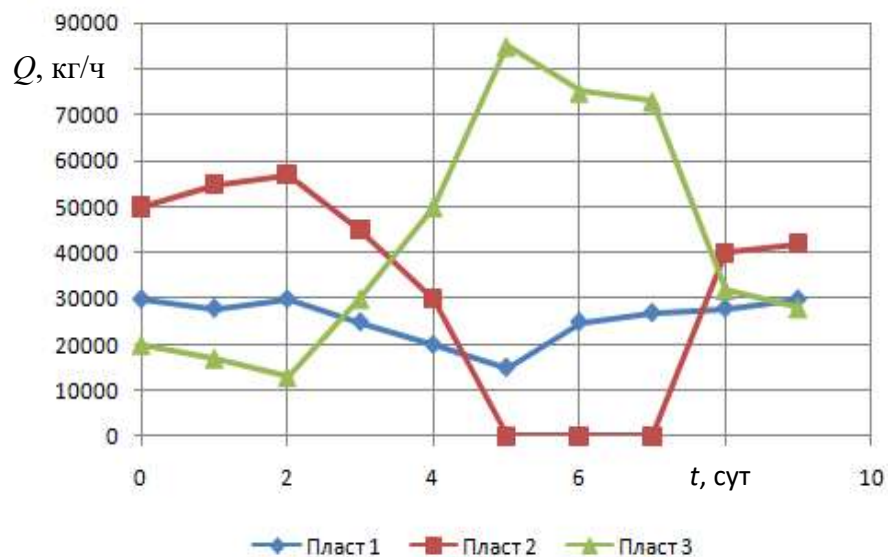


Рисунок 4.8 – Зависимость расходов нефти с различных пластов, поступающих на УПН, от времени

Таблица 4.8 – Компонентные составы нефтей, поступающих на подготовку с различных пластов

Компонент	Пласт 1	Пласт 2	Пласт 3
	Содержание, %масс		
Сероводород	0,15	0,37	0,28
Метан	1,91	22,67	23,58
Этан	1,24	13,50	9,97
Пропан	4,67	10,56	10,67
Изобутан	1,73	1,14	2,01
Бутан	6,75	4,16	6,16
Изопентан	4,68	1,99	4,01
Пентан	6,18	2,17	4,27
Циклопентан	0,40	0,11	0,43
2-Метилпентан	4,88	2,24	3,98
Гексан	4,57	1,33	2,87
Метилциклопентан	0,98	0,46	0,71
Циклогексан	0,92	0,19	0,67
2-Метилгексан	3,44	1,93	2,47
Гептан	4,55	1,49	3,57
Остаток	52,95	35,69	24,35
Молекулярная масса остатка	254	274	234
Плотность остатка	890	910	865

Существенно более сложной является ситуация с очисткой от сероводорода. Его количество в исходной смеси постоянно меняется вследствие смешения высокосернистых и малосернистых нефтей. Поэтому непрерывно меняется его остаточное содержание в разгазированной нефти и получаемом после сжатия газа газовом конденсате. Динамика изменения содержания сероводорода представлена на рисунке 4.10.

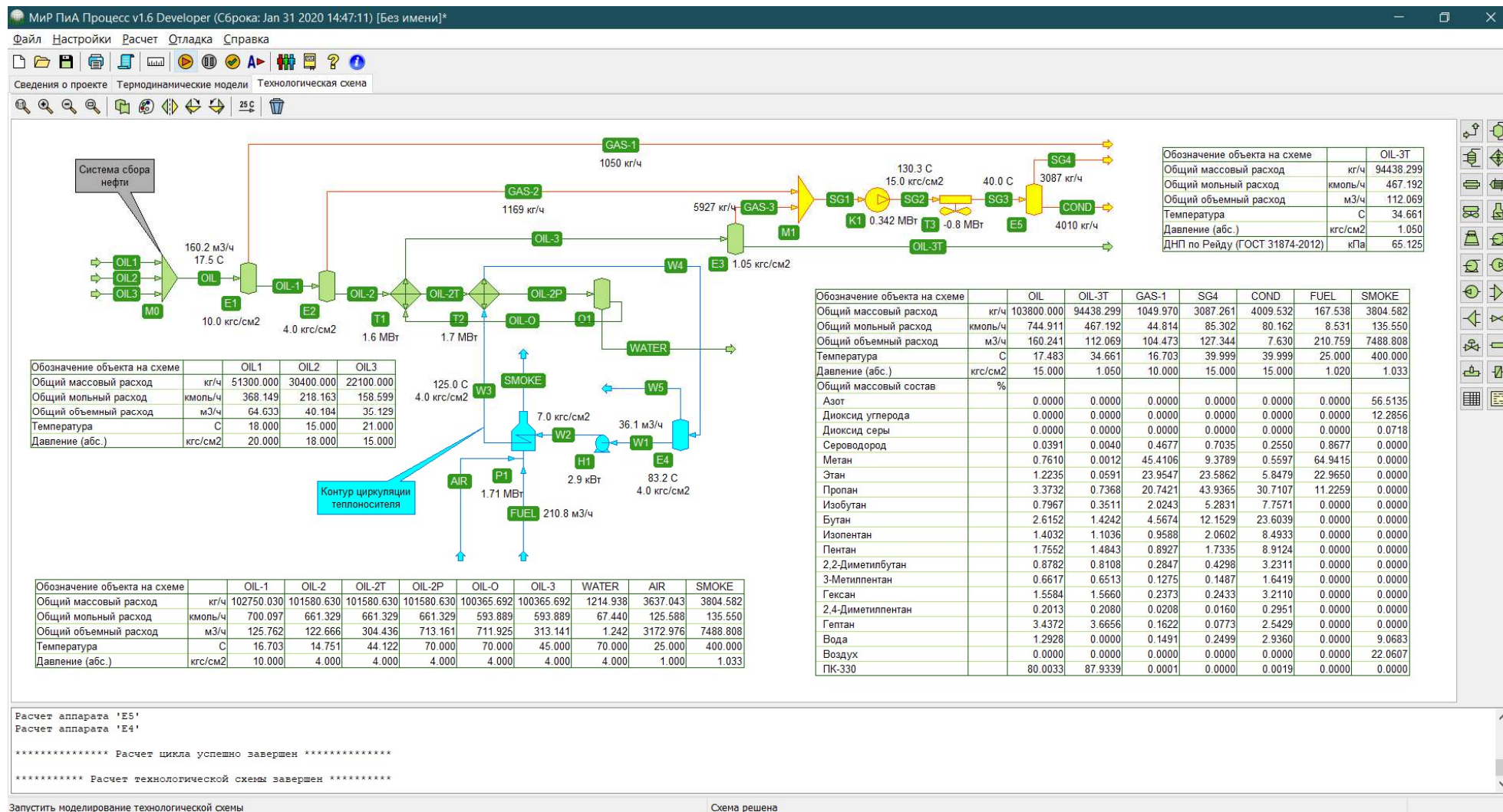


Рисунок 4.9 – Расчетная схема и результаты моделирования процесса подготовки нефти
в программном продукте «МиР ПиА Процесс»

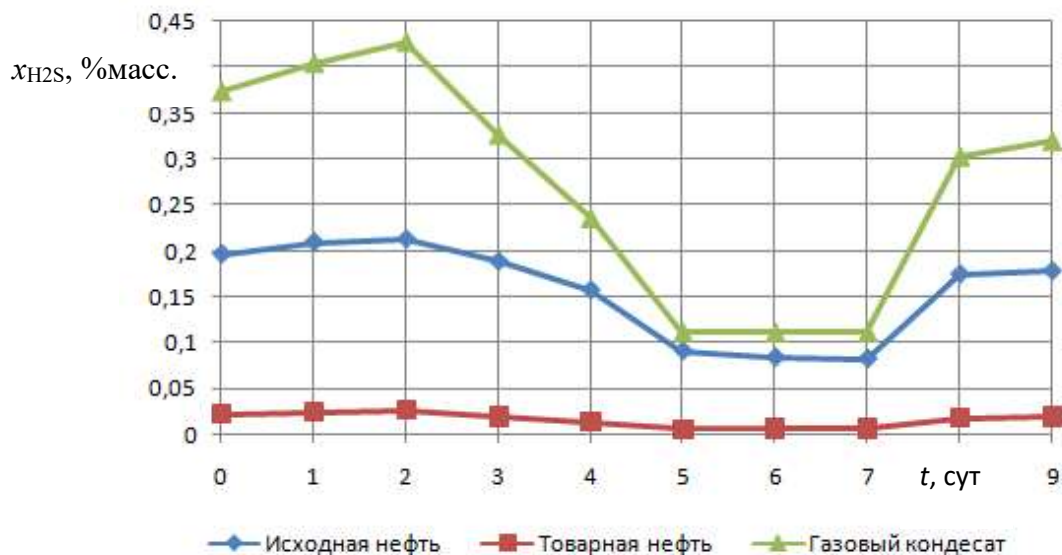


Рисунок 4.10 – Зависимость содержания сероводорода в потоках УПН от времени

Соответствующее изменение расхода химического реагента для нейтрализации демонстрирует рисунок 4.11. На нем видны области, в которых АСПК исключила пропуск некондиционной нефти и перерасход реагента.



Рисунок 4.11 – Зависимость расхода щелочи, подаваемой для нейтрализации сероводорода, от времени

Из рассмотрения рисунков 4.8 и 4.11 видно, что в описанном учебном случае АСПК предотвратила пропуск 6540 тонн некондиционной нефти в течение 63 часов, а также позволила сэкономить 45% реагента за 153 часа.

4.3 Оценка влияния погрешности контрольно-измерительных приборов на точность прогнозирования показателей качества

Одним из ключевых принципов работы адаптивной системы поддержания качества подготовки нефти, является способность прогнозирования основных показателей качества получаемой продукции в реальном режиме времени. Это возможно благодаря постоянной идентификации математической модели к текущему режиму работы установки. Данными для идентификации служат значения, получаемые с контрольно-измерительных приборов установки подготовки нефти и с замерных установок системы учета добычи нефти. Все измеренные значения величин имеют отклонения от истинных, действительных значений и называются погрешностью. Величина такой погрешности зависит от измеряемого параметра, диапазона измерений и типа применяемого прибора. Максимальная величина отклонения измеренной величины от истинного значения характеризует точность прибора и отмечается в его технических характеристиках как допускаемая погрешность и измеряется в процентах или абсолютном значении измеряемой величины. Сегодня все ведущие производители контрольно-измерительных приборов и приборов систем учета постоянно работают над совершенствованием производимых приборов, основной задачей которого является повышение точности их измерения. Стимулирующим фактором для этого также является постоянное развитие технологичности установок и как следствие повышение требований к точности измерений основных, решающих параметров технологического процесса. Наряду с этим, свои требования вносит существующая государственная система обеспечения единства измерений. Так, например, согласно ПНТС 360-2019 «Измерения количества добываемых из недр нефти и попутного нефтяного газа», допускаемая максимальная погрешность измерения количества добытой нефти на групповых замерных установках не должна превышать $\pm 2,5\%$. Погрешность измерения промышленных счетчиков расхода газа в зависимости от класса и диапазона измерения

находится в пределах $\pm 0,2-1\%$ от общего объема измеряемого потока газа, а максимальная погрешность измеряемой температуры среды может достигать $2,5^{\circ}\text{C}$.

В этой связи закономерным становится вопрос о влиянии погрешности измерения указанных датчиков на точность прогнозирования показателей качества подготовленной нефти.

Погрешности прогнозирования основных показателей качества в зависимости от точности измерений можно представить следующим образом:

$$\Delta p_s = \sum_k \left| \frac{\partial p_s}{\partial y_k} \Delta y_k \right|, \quad (4.1)$$

$$\Delta x_{H_2S} = \sum_k \left| \frac{\partial x_{H_2S}}{\partial y_k} \Delta y_k \right|, \quad (4.2)$$

где y_k – показания k -го датчика КИПиА.

Для оценки суммарного влияния погрешности контрольно-измерительных приборов и приборов систем учета были выявлены коэффициенты влияния каждого датчика на конечную точность прогнозирования основных показателей качества подготовки нефти [102].

С этой целью была создана и проанализирована расчетная схема прогнозирования давления насыщенных паров p_s и содержания остаточного сероводорода x_{H_2S} в товарной нефти (рисунок 4.12). Объектом исследования был выбран случай, когда на подготовку приходят три различных нефти, расходы которых Q_k измеряются датчиками на замерных установках системы сбора. Кроме того, установка подготовки оснащена расходомерами газа на трех ступенях сепарации V_k и датчиком температуры на горячей ступени T . В этом случае погрешности прогнозирования будут определяться формулами:

$$\Delta p_s = \sum_{k=1}^3 \left| \frac{\partial p_s}{\partial Q_k} \Delta Q_k \right| + \sum_{k=1}^3 \left| \frac{\partial p_s}{\partial V_k} \Delta V_k \right| + \left| \frac{\partial p_s}{\partial T} \Delta T \right|. \quad (4.3)$$

$$\Delta x_{H_2S} = \sum_{k=1}^3 \left| \frac{\partial x_{H_2S}}{\partial Q_k} \Delta Q_k \right| + \sum_{k=1}^3 \left| \frac{\partial x_{H_2S}}{\partial V_k} \Delta V_k \right| + \left| \frac{\partial x_{H_2S}}{\partial T} \Delta T \right|. \quad (4.4)$$

Для определения значений $p_s(y_k + \Delta y_k)$ и $p_s(y_k)$, а так $x_{H_2S}(y_k + \Delta y_k)$ и $x_{H_2S}(y_k)$ для товарной нефти и газового конденсата, в каждый момент времени, с помощью разработанной математической модели была проведена серия вычислительных экспериментов.

При этом погрешность замерных установок для учета добытой нефти была принята максимально допустимым отклонением, регламентируемым ПНТС 360-2019 и равнялась 2,5%, погрешность современных газовых расходомеров находится в пределах 0,5% – 1%, для расчета принято значение 1%, а погрешность измерения температуры – 2,5 °С, как максимально возможное отклонение для применяемых термопар.

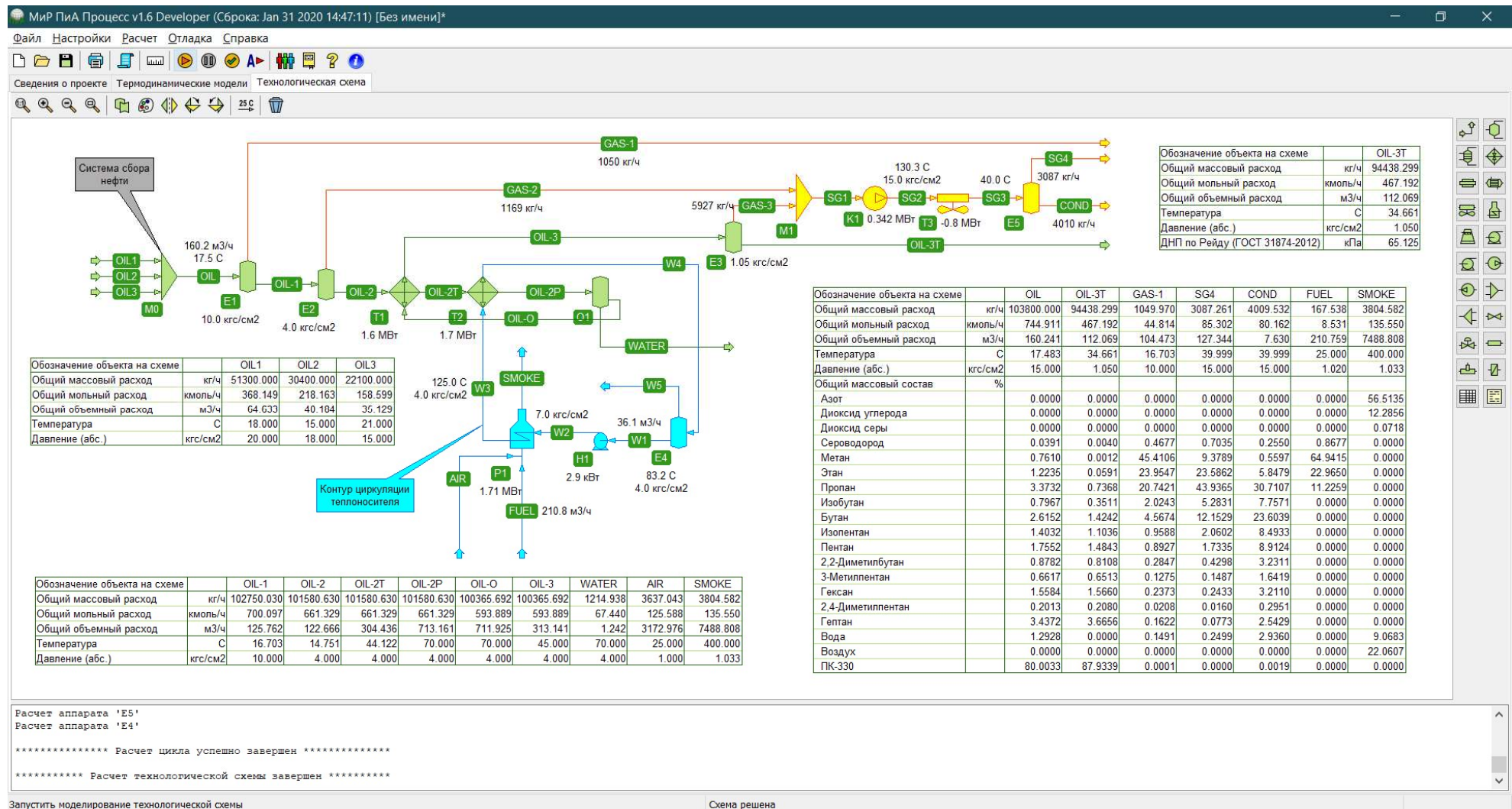


Рисунок 4.12 – Расчетная схема процесса подготовки нефти, созданная в программном продукте «МирПИА Процесс»

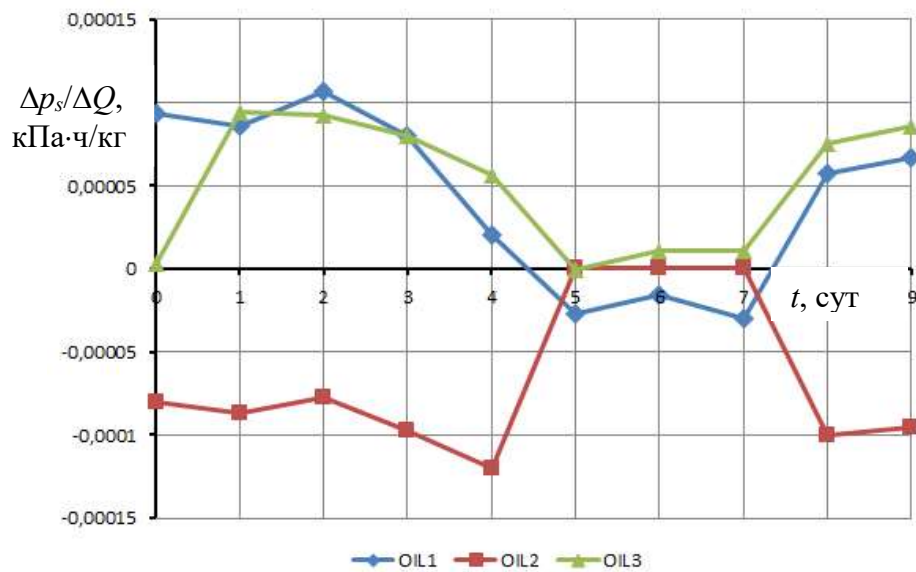


Рисунок 4.13 – Зависимость коэффициентов влияния погрешности датчиков замерных установок системы сбора нефти на ДНП нефти от времени

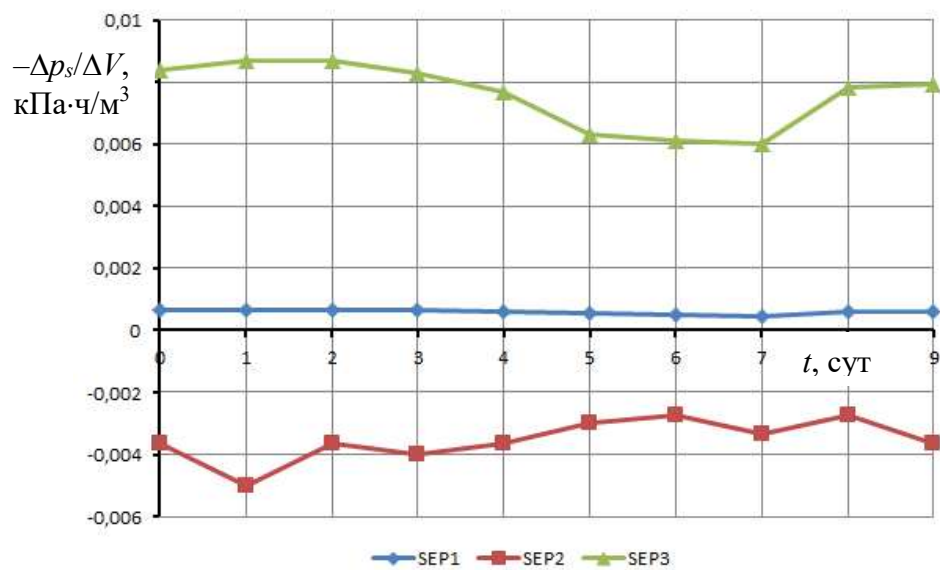


Рисунок 4.14 – Зависимость коэффициентов влияния погрешности датчиков расхода газа со ступеней сепарации на ДНП нефти от времени

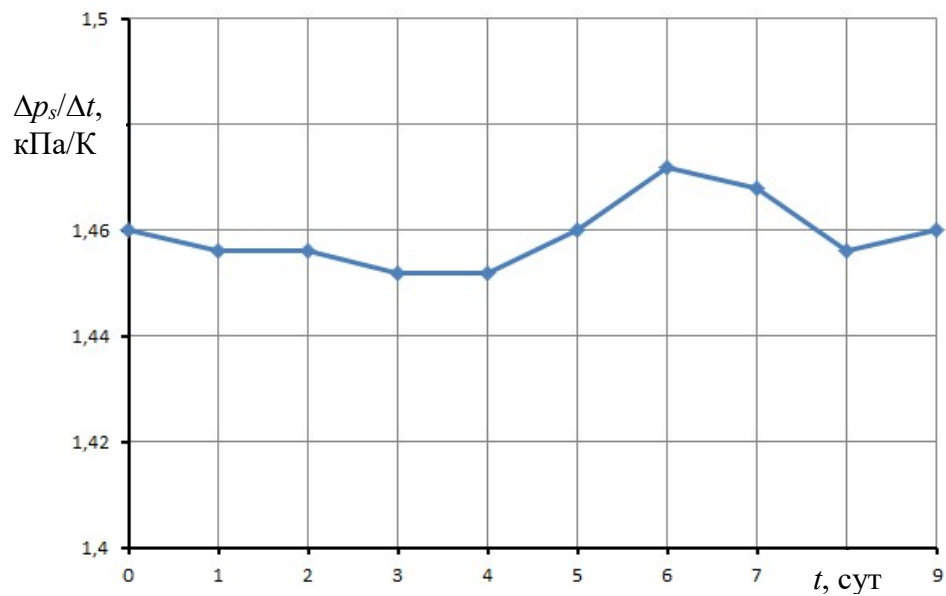


Рисунок 4.15 – Зависимость коэффициента влияния погрешности датчика температуры, на концевой ступени сепарации на ДНП нефти от времени

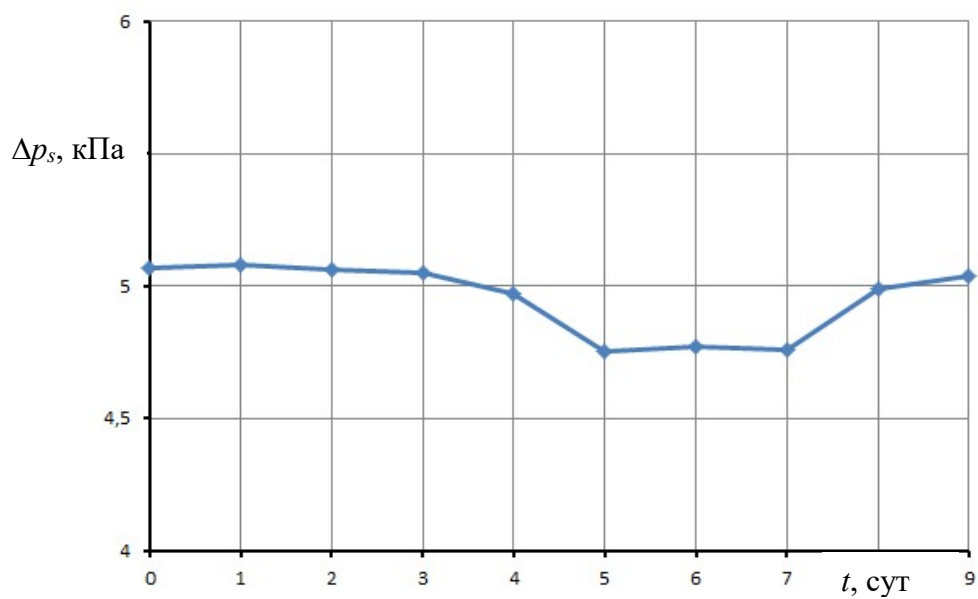


Рисунок 4.16 – Зависимость суммарной абсолютной погрешности прогнозирования ДНП нефти от времени

Таблица 4.9 – Значение коэффициентов влияния погрешности датчиков

Время	1нефть	2нефть	3нефть	1ступень	2ступень	3ступень	Темп
сутки							
0	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-8,9 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
1	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-9,3 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
2	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-9,3 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
3	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-9,0 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
4	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-8,6 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
5	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-7,6 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
6	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-7,2 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
7	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-7,1 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
8	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-8,6 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$
9	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$<1 \cdot 10^{-8}$	$-8,5 \cdot 10^{-7}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$

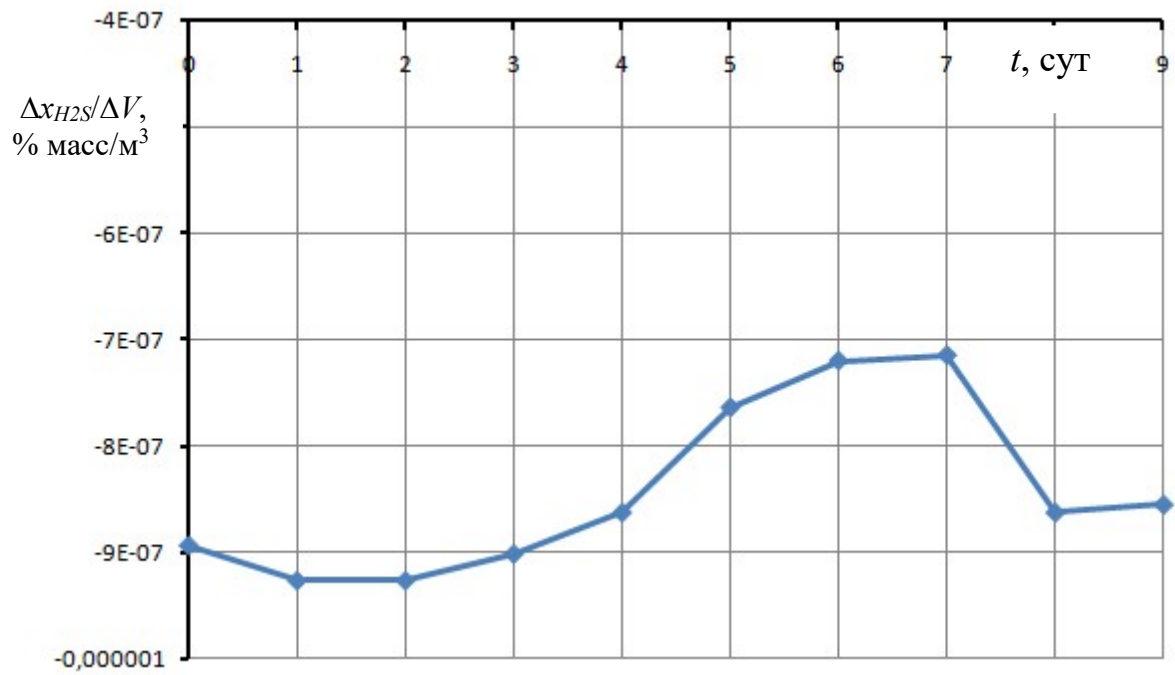


Рисунок 4.17 – Зависимость коэффициентов влияния погрешности датчика расхода газа, на конечной ступеней сепарации на содержание H_2S в товарной нефти от времени

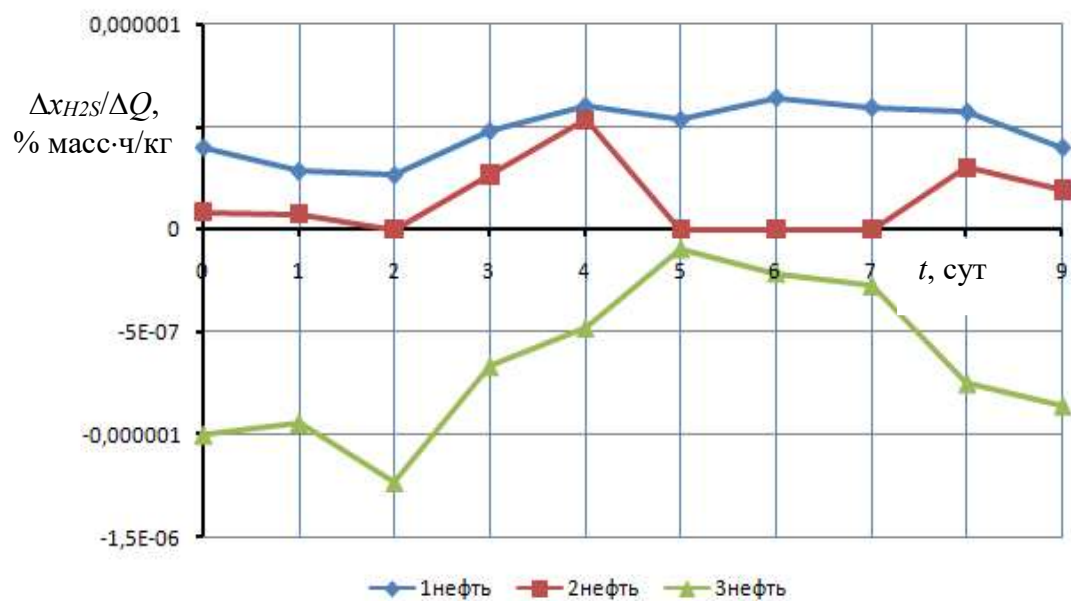


Рисунок 4.18 – Зависимость коэффициентов влияния погрешности датчиков замерных установок системы сбора нефти на содержание H_2S в газовом конденсате от времени

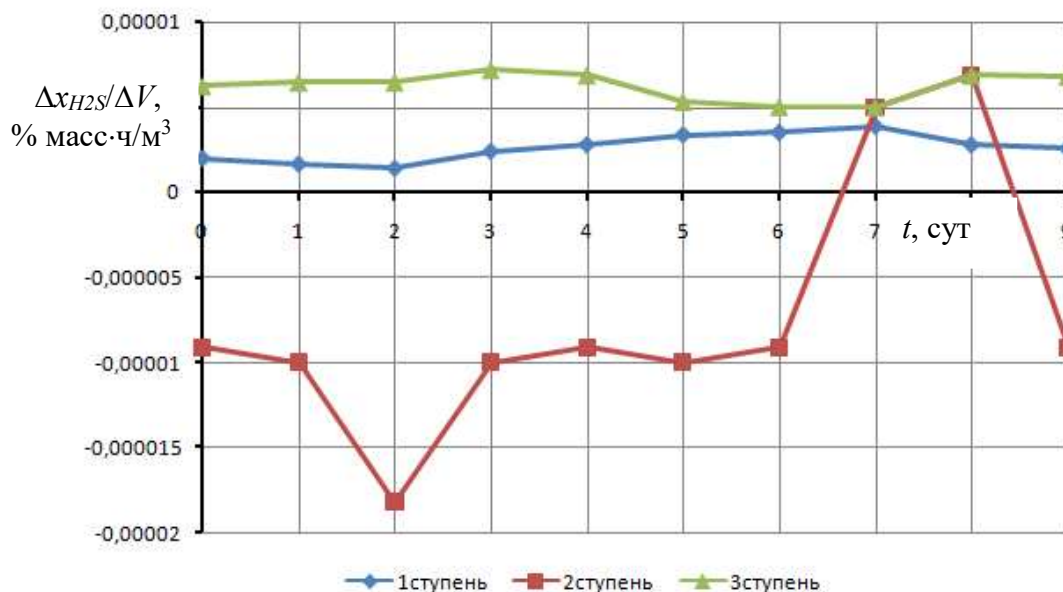


Рисунок 4.19 – Зависимость коэффициентов влияния погрешности датчиков расхода газа на ступенях сепарации на содержание H_2S в газовом конденсате от времени

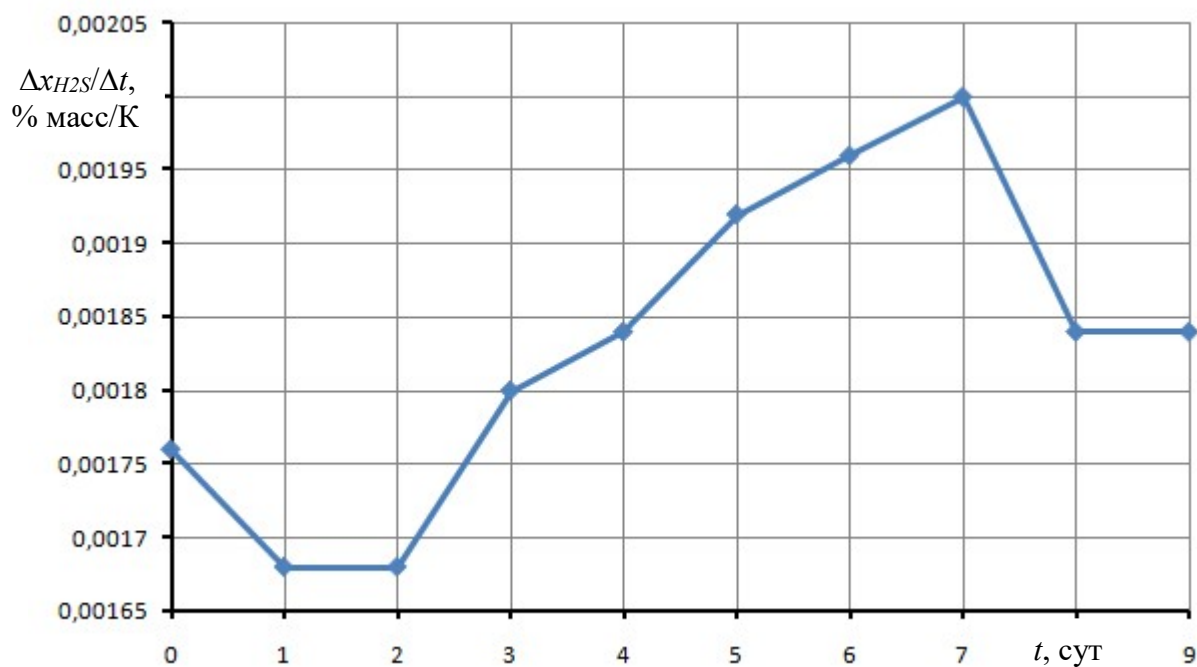


Рисунок 4.20 – Зависимость коэффициентов влияния погрешности датчика температуры, на концевой ступени сепарации на содержание H_2S в газовом конденсате от времени

По итогам проведенного исследования можно сделать вывод о том, что степени влияния погрешностей приборов КИПиА на теоретическое прогнозирование показателей качества подготовленной нефти убывают в такой последовательности:

- температура концевой ступени сепарации;
- расход газа с концевой ступени сепарации;
- расход газа со второй ступени сепарации;
- расход газа с первой ступени сепарации;
- расходы добываемой нефти.

Исходя из этого, можно сделать рекомендации, что при необходимости более точного прогноза следует повышать точность измерения температуры и расхода газа на концевой ступени сепарации установки подготовки нефти.

Все вышеизложенное позволяет сделать вывод о том, что использование АСПК позволяет повысить стабильность работы установки промышленной подготовки нефти.

4.4 Выводы по четвертой главе

1. Продемонстрирован пример идентификации параметров математической модели установки подготовки нефти.
2. Продемонстрирован пример работы АСПК для корректировки расхода реагента для нейтрализации сероводорода.
3. Проведена оценка влияния погрешностей датчиков КИПиА на точность прогнозирования показателей качества товарной нефти.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Проведен анализ технологического процесса подготовки нефти как объекта управления. В качестве управляющих параметров, обеспечивающих качество подготовки нефти, выбраны температура теплоносителя на выходе из печи и расход реагента, поступающего на нейтрализацию сероводорода.

2. Разработана идентифицируемая, функционально-ориентированная на использование в АСПК, математическая модель процесса подготовки нефти, связывающая показатели качества товарной продукции с характеристиками добываемой нефти, параметрами технологического режима и оборудования с учетом транспортного запаздывания, обусловленного движением потоков в системе сбора нефти, по трубопроводам и аппаратам установки подготовки нефти.

3. Разработана АСПК подготовки нефти с идентифицируемой функционально-ориентированной математической моделью в контуре.

4. Разработанная АСПК эффективна и удовлетворяет заданным требованиям. Показано, что в учебном типовом примере АСПК предотвратила проскок 6540 тонн некондиционной нефти в течение 63 часов, а также позволила сэкономить 45% реагента за 153 часа.

СПИСОК ОБОЗНАЧЕНИЙ И СОКРАЩЕНИЙ

Q – объемный расход, м³/ч

V – объем, м³

G – массовый расход, кг/ч

T – температура, К

P – давление, кг/см²

z_j – мольная доля вещества в потоке в целом

x_j – мольная доля вещества в жидкости

y_j – мольная доля вещества в газе

e, e_m, e_v – мольная, массовая, объемная доля газа

a, α, b, m – параметры кубического уравнения состояния Пенга-Робинсона

w – ацентрический фактор

N_a – количество аппаратов на установке

N_g – количество химических веществ

N_q – количество скважин

F – площадь сечения, поверхность, м²

L – длина, линейный размер, м

Z – сжимаемость

H – энтальпия

S – энтропия

f – фугитивность

k – константа фазового равновесия

E – погрешность

W – тепловая нагрузка, ккал/ч

τ – временная задержка, ч

α – коэффициент теплоотдачи

K – коэффициент теплопроводности

i – порядковый номер аппарата

j – порядковый номер вещества

q – порядковый номер скважины

n – индекс

ζ – порядковый номер трубопровода

n – нефть

$сн$ – сырая нефть

$тн$ – товарная нефть

$жс$ – жидкость

$г$ – газ

$гк$ – газовый конденсат

$гор$ – горячий

$хол$ – холодный

$вх$ – вход

$вых$ – выход

$возд$ – воздух

$топ$ – топливо

$дым$ – дымовые газы

$кр$ – критический

$ид$ – идеальный газ

$нп$ – насыщенный пар

$тр$ – трубопровод

$то$ – теплообменник

$сеп$ – сепаратор

кож – кожух

кп – компрессор

печь - печь

ММ – математическая модель

ИММ – идентифицируемая математическая модель

ДНП – давление насыщенных паров

УПН – установка подготовки нефти

ЛПР – лицо принимающее решение

АСПК – адаптивная система поддержания качества

КИПиА – контрольно – измерительные приборы и автоматика

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Тронов, В.П. Промысловая подготовка нефти / В.П. Тронов. – Казань: «ФЭН», 2000. – 416 с.
2. Стариков, В.П. Подготовка нефти к переработке. Обезвоживание и обессоливание: учебное пособие / В.П. Стариков, С.Н. Парфенова, Н.Г. Кац, С.П. Лесухин, А.М. Штеренберг, С.Б. Коньгин, А.С. Печников. – Москва: Машиностроение, 2009. – 103 с.
3. Закожурников, Ю.А. Подготовка нефти и газа к транспортировке: учебное пособие для СПО / Ю.А. Закожурников. – Волгоград: Издательский дом «Ин-Фолио», 2010. – 176 с.
4. Алиев, Р.А. Трубопроводный транспорт нефти и газа: учебник для вузов / В.Д. Белоусов, А.Г. Немудров, В.А. Юфин, Е.И. Яковлев. – М.: Недра, 1988. – 368 с.
5. Алиев, В.К. Рациональное использование попутного нефтяного газа / В.К. Алиев, Г.А. Крятова, В.В. Руденко. – М.: Инфра-Инженерия, 2019. – 124 с.
6. ГОСТ Р 51858-2002 Нефть. Общие технические условия. Сб. стандартов. – М.: Стандартинформ, 2006 – 15 с.
7. Физико-химические свойства и составы нефтей и газов. Руководящие материалы. – Куйбышев: Гипровостокнефть, 1974 – 238 с.
8. Кирсанов, Ю.Г. Анализ нефти и нефтепродуктов: учебно-метод. пособие / Ю. Г. Кирсанов, М. Г. Шишов, А. П. Коняева. – науч. ред. О. А. Белоусова. М-во образования и науки Рос. Федерации, Урал. федер. ун-т. – Екатеринбург: Изд-во Урал. ун-та, 2016. – 88 с.
9. Официальный сайт АО «Гипровостокнефть» [Электронный ресурс] – Режим доступа: <http://www.gipvn.ru/>
10. Abdel-Aal, HK. Crude Oil Treatment: Dehydration, Desalting, and Stabilization / HK. Abdel-Aal, HH. Redhwi//Petroleum economics and engineering. – 3rd edition. – 2014. – p. 283–289.

11. Perdomo, JJ. Chemical treatment for a heavy crude oil / diluent separation unit / J.J. Perdomo, M. Ramirez, A. Vilorio // *Materials performance*. – Jan. 2001. – p. 46–50.
12. Гумовский, О.А. Способ поддержания качества товарной нефти на УПН в условиях изменяющихся свойств сырья / О.А. Гумовский // *Сб. научных трудов ТатНИПИнефть*. – Казань, 2013. – №81 – С. 420–427.
13. Loos, DA. Treatment of crude oil with slightly dissociated hydrogen / DA. Loos, LN. Andreeva, LV. Tsyro, MV. Berezovskaya, FG. Unger // *Chemistry and technology of fuels and oils*. – dec 1997. – p. 338–343.
14. Sharma, K. Treatment of crude oil contaminated wastewater via an electrochemical reaction / K. Sharma, S. Kalita, N.S. Sarma, A. Devi // *RSC Advances*. – jan. 2020. – p. 1925–1936.
15. Pergushev, L.P. How improve oil treatment without large scale modernized plant / L.P. Pergushev // *Neftyanoe khozyaistvo*. – dec 2002. – p. 104–105.
16. Каспарьянц, К.С. Процессы и аппараты для объектов промышленной подготовки нефти и газа / К.С. Каспарьянц, В.И. Кузин, Л.Г. Григорян. – М.: Недра, 1977. – 254 с.
17. Fozekosh, D.I. New developments in the sphere of oil treatment at oil fields / D.I. Fozekosh // *Chemical and petroleum engineering*. – dec 2003. – p. 687–689.
18. Kadyirov, A. Ultrasonic and Heat Treatment of Crude Oils / A. Kadyirov, J. Karaeva // *ResearcherID и ORCID*. – aug 2019. – 3084.
19. Ibragimov, MG. Intensification of the oil stabilization process at the crude-oil complex treatment-plant / MG. Ibragimov, RS. Salakhutdinov, RG. Salakhutdinov, RK. Fassakhov, MS. khamidullin, IV. Rakhimov // *Neftyanoe khozyaistvo*. – Feb 1986. – p. 74–76.
20. Amirov, VR. Optimization of oil and water treatment technology on an example of UPN (oil treatment unit) of Elnikovskoye deposit of Udmurtneft OAO / VR. Amirov, RR. Nurgayanov, LL. Kardapol'tseva // *Neftyanoe khozyaistvo*. – Mar 2005. – p. 90–92.

21. Evdokimov, I.N. Microwave treatment of crude oil emulsions: Effects of water content / I.N. Evdokimov, A.P. Losev // Journal of petroleum science and engineering. – mar.2014.–p. 24–30.
22. Кузнецова, О.Ю. Применение газовой хроматографии для исследования углеводородного состава и идентификации нефтепродуктов / О.Ю. Кузнецова, Г.М. Балак, А.Н. Приваленко, Н.Н. Пуляев // Международный технико-экономический журнал, 2015. – №6. – С. 100-109.
23. Официальный сайт «ИНТЕХ Гмбх». Раздел «Поточные анализаторы». [Электронный ресурс] – Режим доступа: <https://intech-gmbh.ru/>
24. Официальный сайт ООО НПФ «Мета-хром». Раздел «Продукция». [Электронный ресурс] – Режим доступа: <https://meta-chrom.ru/>
25. Официальный сайт «Artvik Inc». [Электронный ресурс]. Раздел «Универсальные анализаторы газов и жидкостей».– Режим доступа: <https://artvik.ru/>
26. Шумихин А.Г., Мусатов Д.А., Власов С.С., Немтин А.М., Плехов В.Г. Опыт разработки и внедрения систем усовершенствованного управления технологическими процессами нефтепереработки на базе виртуальных анализаторов качества // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. - 2016.- № 2. - С. 39-53.
27. Семенов А.Д. Проектирование виртуальных лабораторий на базе промышленных SCADA-систем / Абакумов А.А., Артамонов Д.В., Семенов А.Д. // Вестник Пензенского государственного университета. 2016. № 1 (13). - С. 51-54.
28. Вережкин, А.П. Оперативное управление технологическими процессами подготовки нефти по технико-экономическим показателям / А.П. Вережкин, И.Д. Ельцов, Ю.И. Зозуля, О.В. Кирюшин // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. М.: ВНИИОЭНГ, 2006. - № 3. – С.48–53.

29. Рахманкулов, Э.Д. Исторические этапы развития нефтепромышленной телемеханизации. Современные проблемы истории естествознания наук в области химии, химической технологии и нефтяного дела / Э.Д. Рахманкулов // Материалы VII Международной научной конференции. Т. 1.- Уфа: изд-во «Реактив», 2006. – С. 167-169.
30. Рахманкулов, Э. Д. Факторы зарождения и оценка автоматизации нефтяного производства Республики Башкортостан. Современные проблемы истории естествознания наук в области химии, химической технологии и нефтяного дела / Э. Д. Рахманкулов, Ю. М. Поскряков, А. Э. Мовсумзаде // Материалы II Международной научной конференции. Т. 2,— Уфа: изд-во «Реактив», 2001. – С.138-142.
31. Ализаде, М.Ф. Устройство промышленной телемеханики. Современные проблемы истории естествознания в области химии, химической технологии и нефтяного дела / М.Ф. Ализаде // Тез. докладов. Уфа: ГИНТЛ «Реактив». – 2001 – 240 с.
32. Анисимов, В.И. Основы автоматического управления технологическими процессами нефтехимической и нефтедобывающей промышленности / В.И.Анисимов–Л.: Химия, Ленинградское отделение, 1976 – 480 с.
33. Абдуллаев, А.А.Телемеханические комплексы для нефтяной промышленности / А.А. Абдуллаев, А.А. Джавадов, А.А. Левин. — М.: Недра, 1982 – 200с.
34. Абдуллаев, А.А. Устройство обработки телемеханической информации / А.А. Абдуллаев, А.А. Джавазов, Н.М. Кязимов // Автоматизация и телемеханизация нефтяной промышленности: РМТС. — М.: ВНИИОЭНГ, 1973. — 273с.
35. Мовсумзаде, А. Э. Базисные элементы авторегулирования на промыслах Апшерона. Современные проблемы истории естествознания наук в области химии, химической технологии и нефтяного дела / А. Э. Мовсумзаде, Э.Д. Рахманкулов, М. Ф. Ализаде – Уфа: изд-во «Реактив», 2001.— С. 59-63.

36. Артющкин, И.В. Нейросетевая система управления процессом термохимического обезвоживания нефтяных эмульсий: диссертация канд. техн. наук: 05.13.06 / Артющкин Илья Вячеславович. – Самара 2018. – 136 с.
37. Алиев, Т.М. Автоматические цифровые измерители давления для объектов нефтяной промышленности / Т.М. Алиев. // Сер. Машины и оборудование нефтегазовой промышленности: Тем. обзор. — М.: ВНИИОЭНГ, 1972 – 68 с.
38. Advanced process control–Расширенный контроль процесса. [Электронный ресурс]. Режим доступа https://ru.qwe.wiki/wiki/Advanced_process_control.
39. Официальный сайт ПАО «Газпром нефть». Раздел «Просто о сложном». [Электронный ресурс].–№157 сентябрь 2018. Режим доступа: <https://gazprom-neft.ru/>.
40. Кузичкин, А.А. Адаптивная система управления технологическим процессом риформинга с идентифицируемой моделью: диссертация канд. техн. наук: 05.13.06 / Кузичкин Алексей Анатольевич. – Самара 2018. – 137 с.
41. Nikiforov, A.I. Model for Treatment of Oil Reservoirs with Polymer-Dispersed Systems / A.I. Nikiforov, T.R. Zakirov, , G.A. Nikiforov // Chemistry and technology of fuels and oils.–mar.2015.–p. 105–112.
42. Зиятдинов, Н.Н. Оптимизация режима работы блока ректификации установки гидроочистки тяжелого газойля в среде моделирующей программы «Hysys» / Н.Н. Зиятдинов., А.А. Караванов., Р.С.Леонтьева., А.В. Мингалиева // Вестник технологического университета – 2016.- Т.19. - №22 – С. 112–115
43. Путохин, В.С. Статистическая модель управления процессом подготовки нефти / В.С.Путохин // РНТС ВНИИОЭНГ. Сер. «Автоматизация и телемеханизация нефтяной промышленности».— 1979.— №9. – С. 9 – 12.

44. Официальный сайт НПК «Оптимум». [Электронный ресурс]. – Раздел «Решения». Режим доступа: <http://rg-optimum.ru/>
45. Имитационное моделирование. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: [https://ru.wikipedia.org/wiki/Имитационное моделирование](https://ru.wikipedia.org/wiki/Имитационное_моделирование)
46. Султангузин, И.А. Совершенствование процессов ректификации углеводородов с применением тепловых насосов на основе моделирования в программе «Aspen Hysys» / И.А. Султангузин, Т.П. Шомова, С.Ю. Курзанов, Р.Б. Белов // Надежность и безопасность энергетики. – 2014.— №2 (25) – С. 56–60.
47. Рыжов, Д. А. Оптимизации режимов работы установки получения биодизельного топлива в Chemcad» / Д. А. Рыжов, А. М. Шакирова, Л. Ю. Кошкина. // Вестник технологического университета. – 2016. –Т.19. - №18. – С.160 – 163.
48. Тасанбаев, С. Е. Математическое моделирование ректификационной колонны в среде Chemcad / С. Е. Тасанбаев, Е. А. Мансур, К. Е. Арыстанбаев // Молодой ученый. — 2019. — № 47 (285). — С. 130-133.
49. Gong, Z.Q. Analysis on integrated thermal treatment of oil sludge by Aspen Plus / Z.Q. Gong, A.X. Du, Z.B. Wang, Z . Bai, Z.T. Wang // Waste management. – mar.2019. – p. 512–524.
50. Yakovlev, V.V. Mathematical modeling of enhanced gas production / V. V. Yakovlev, Y. I. Kalugin, A. Y. Kalugin, N. G. Stepova // Journal of Petroleum Exploration and Production Technology (2019) 9: – p.561–571.
51. Oravec, J. Robust model predictive control and PID control of shell-and-tube heat exchangers / J. Oravec, M. Bakošová, M. Trafczynski, A. V. Alajos Mészáros, M. Markowski // Energy. – 2018.- V. 159. - P. 1-10.
52. Андреев, Е.Б. Автоматизация технологических процессов добычи и подготовки нефти и газа / Е.Б. Андреев, А.И. Ключников, А.В. Кротов, В.Е. Попадько, И.Я. Шарова // Учебное пособие для вузов. – М.: Недра-Бизнесцентр, 2008. – 399 с.

53. Ахметов С.А. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа : учеб. пособие / С.А. Ахметов [и др.]; Под ред. С.А.Ахметова. – М.: Химия, 2005. – 736 с.
54. Артюшкин, И.В. Внедрение комплексной системы автоматизированного проектирования в проектном институте / И.В. Артюшкин // Вестник Самарск. гос. техн. ун-та. Сер.: Технические науки – Самара: СамГТУ. – 2014. – № 4 (44). – С. 7-16.
55. Артюшкин, И.В. Возможность создания комплексной экспертной автоматизированной системы управления процессом промышленной подготовки нефти / И.В. Артюшкин // В науч.-тех. журнал: Нефтяное хозяйство, Вып. 1113. – Москва. – С. 29-31.
56. Веревкин, А.П. К решению задачи оперативного управления процессами подготовки нефти / А.П. Веревкин, И.Д. Ельцов, О.В. Кирюшин // Территория Нефтегаз. - 2007. - № 2 – С. 13 – 15.
57. Веревкин, А.П. Оперативное управление технологическими процессами подготовки нефти по технико-экономическим показателям / А.П. Веревкин, И.Д. Ельцов, Ю.И. Зозуля, О.В. Кирюшин // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. М.: ВНИИОЭНГ, 2006. - № 3. - С. 48–53.
58. Волков, Д. А. Автоматизация процесса подогрева нефти в печи трубчатой блочной ПТБ-10Э/Д. А. Волков//Молодёжь и наука: Сборник материалов VIII Всероссийской научно-технической конференции студентов, аспирантов и молодых учёных, посвященной 155-летию со дня рождения К. Э. Циолковского [Электронный ресурс]. — Красноярск: Сибирский федеральный ун-т, 2012. — Режим доступа: <http://conf.sfu-kras.ru/sites/mn2012/section18.html>.
59. Голицын, В.М. Контроль процессов подготовки нефти на промыслах / В.М. Голицын. – М.: Недра, 1972. – 143 с.
60. Жмудь, В.А. Адаптивные системы автоматического управления с единственным основным контуром / В.А. Жмудь.//Автоматика и программная инженерия, 2014. – №2(8). – С. 106–122

61. Зориктуев, В.Ц. Синтез математической модели процесса сепарации нефти в системе управления промысловой подготовкой нефти / В.Ц. Зориктуев, Ю.М. Дребская, В.В. Рощупкин // Уфа: Вестник УГАТУ, 2009. - Т. 13. - № 2 (35). - С. 78–82
62. Ким, Д.П. Теория автоматического управления / Д.П. Ким. – Том 1. Линейные системы. – М.: ФИЗМАТЛИТ, 2003. – 288 с.
63. Лурье, М.В. Математическое моделирование процессов трубопроводного транспорта нефти, нефтепродуктов и газа: Учебное пособие / М.В. Лурье. – М.: ФГУП Изд-во «Нефть и газ» РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2003. – 336 с.
64. Путохин, В.С. Математическое моделирование технологического процесса обезвоживания нефти на промыслах / В.С. Путохин. – В. Сб.: Нефть и газ, М.:МИНХ и ГП.— 1977— С. 37-42.
65. Сапожников, А.В. Основные структуры адаптивных систем управления и классификация / А.В. Сапожников // Журнал научных публикаций аспирантов и докторантов, Курск.— 2014. № 5 (95). –С. 251-254.
66. Фрадков, А.Л. Адаптивное управление в сложных системах: беспойсковые методы / А.Л. Фрадков. – М.: Наука. Гл. ред. Физ.-мат.лит., 1990. – 296 с.
67. Кафаров, В.В. Математическое моделирование основных процессов химических производств / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов. – М.: Высш.шк., 1991. – 400 с.
68. Зеленский В.А. Система автоматизированного управления нефтегазосепаратором с контролем плотности нефтесодержащей смеси / В.А. Зеленский, Д.Б. Жмуров, А.И. Щодро // Вестник Самарского государственного технического университета. Серия «Технические науки».— 2016— № 1(49)— С. 15 – 23.
69. Федоров Ю.Н. Основы построения АСУТП взрывоопасных производств. В 2-х томах. Т1 / Ю.Н. Федоров– М.: СИНТЕГ, 2006 г. – 720 с.

70. Официальный сайт «Aspentech». [Электронный ресурс]. – Раздел «Товары». Режим доступа: <https://www.aspentech.com/>
71. Официальный сайт «Chemstations». [Электронный ресурс]. – Раздел «Chemcad». Режим доступа: <https://www.chemstations.com/>
72. Официальный сайт «Honeywell» [Электронный ресурс]. – Раздел «Продукты». Режим доступа: <https://www.honeywellaidc.com/>
73. Raimondi, A. Design of an adaptive predictive control strategy for crude oil atmospheric distillation process / A. Raimondi, A. Favela-Contreras, F. Beltrán-Carbajal, A. Piñón-Rubio, J. L. de la Peña-Elizondo // Control Engineering Practice, - January 2015. – V. 34 - p. 39–48.
74. Honeywell представит технологические разработки для нефтегазовой отрасли на выставке MIOGE-2015. [Электронный ресурс]. – «Автоматизация промышленности». Раздел «Новости» 22.06.2015
Режим доступа: <https://avtprom.ru/>
75. Официальный сайт «Yokogawa Electric Corporation» [Электронный ресурс]. – Раздел «Новости». 16.12.2016. Режим доступа: <http://www.yokogawa.ru/>
76. Официальный сайт ООО «АдАстра» [Электронный ресурс]. – Раздел «Продукты». Режим доступа: <http://www.adastra.ru/>
77. Официальный сайт НПФ «ИнСАТ» [Электронный ресурс]. – Раздел «Продукты». Режим доступа: <https://insat.ru/>
78. Официальный сайт ЗАО «НВТ-Автоматика» [Электронный ресурс]. – Раздел «Продукция». Режим доступа: <https://nvtsys.ru/>
79. Как цифровые двойники помогают Российской промышленности [Электронный ресурс]. – RUSBAS. Режим доступа: <https://rb.ru/longread/digital-twin/>
80. Национальная организация нефтегазового сервиса [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://nangs.org/news/it/na-taneko-sozdaetsya-tsifrovoj-dvojn timer/>
81. Ефимов И.П. SCADA – система Trace Mode / И. П. Ефимов, Д. Солуянов-Ульяновск: УлГТУ, 2010. – 158 с.

82. Лопатин А. Г. Методика разработки систем управления на базе SCADA – системы Trace mode: учебно-методическое пособие / А.Г. Лопатин, П.А. Киреев – Новомосковск: Новомосковский ин-т, РХТУ им. Менделеева Д. И., Новомосковск, 2007. – 112 с.
83. Коноваленко, Д.В. Модель смешение нефтей с учетом транспортной задержкой/ Д.В. Коноваленко, С.Б. Коньгин // Сборник научных статей по итогам шестой международной научной конференции «Приоритетные направления инновационной деятельности в промышленности», Казань.— 2020. – С. 93-95.
84. Варгафтик, Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик. – 3-е изд., стереотипное, исправленное. Перепечатка со второго издания 1972 г. – М.; ООО «Старс».— 2006. – 720 с.
85. Александров, И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке / И.А. Александров, – М.: Химия, 1981 – 352 с.
86. Морачевский, А.Г. Термодинамика равновесия жидкость – пар / А.Г. Морачевского. – Л.: Химия, Ленинградское отделение, 1989 – 344 с.
87. Гуревич, Г.Р. Справочное пособие по расчету фазового состояния и свойств газоконденсатных смесей / Г.Р. Гуревич, А.И. Брусиловский. – М: Недра, 1984 – 264 с.
88. Кутателадзе, С.С. Теплопередача и гидродинамическое сопротивление:Справочное пособие / С.С. Кутателадзе.–М.: Энергоатомиздат, 1990. – 367 с.
89. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
90. Каспарьянц, К.С. Проектирование и обустройство нефтяных месторождений. / К.С. Каспарьянц. – Самара: Самвен, 1994.– 412 с.
91. Уэйлес, С. Фазовые равновесия в химической технологии / С. Уэйлес. – М.:Мир 1989. – 304 с.

92. Иваняков, С.В. Применение программного продукта «МиР ПиА Процесс» для компьютерного моделирования систем сепарации нефти / С.В. Иваняков, Д.А. Крючков // Вестник Самарского государственного технического университета. Серия Технические науки. - 2018. - №1 (57). — С. 168-172
93. Коноваленко, Д.В. Система поддержки принятия решений при подготовке нефти с использованием цифрового двойника технологической установки/Д.В. Коноваленко // Моделирование, оптимизация и информационных технологии. – 2020.- №1(28) — С. 23-30.
94. Коноваленко, Д.В. Система поддержания качества подготовки нефти с использованием математической модели в системе управления/ Д.В. Коноваленко, С.Б. Коньгин // Сборник статей XXX международной научно-практической конференции «EurasiaScience». – Москва: «Научно-издательский центр «Актуальность.РФ», 2020. – С. 60-62.
95. Коньгин, С.Б. Система автоматизированного тестирования базы данных по теплофизическим свойствам веществ/С.Б. Коньгин, Д.В. Коноваленко // Вестник Самарского государственного технического университета. Серия Технические науки, 2018. – №1(57). – С. 177-180.
96. Коньгин, С.Б. Модификация алгоритма определения доли отгона при расчете газожидкостного равновесия / С.Б. Коньгин // Вестник СамГТУ. Серия Технические науки, 2015. – № 4 (48).-С. 135-139.
97. Коньгин, С.Б. Коноваленко, Д.В., Крючков, Д.А. Автоматизированная система поддержания качества подготовки нефти с идентифицируемой моделью / С.Б. Коньгин, Д.В. Коноваленко, Д.А. Крючков // Вестник Самарского государственного технического университета. Серия Технические науки, 2020. – №4(28). – С. 32–49.
98. Байгалиев, Б.Е. Теплообменные аппараты: учебное пособие / Б.Е. Байгалиев, А.В. Щелчков, А.Б. Яковлев, П.Ю. Гортышов. – Казань: Изд-во Казан.гос. техн. ун-та, 2012. – 180 с.

99. Иваняков, С.В. Моделирование работы пластинчатых теплообменников в системе двухконтурного водоснабжения / С.В. Иваняков, Д.В. Коноваленко, Ю.И. Игнатенков // Вестник Самарского государственного технического университета. Серия Технические науки, 2017. – №2(54). – С. 196-199.
100. Коныгин, С.Б. Использование программного комплекса «МиР ПиА» для моделирования работы установки стабилизации нефти / С.Б. Коныгин, Д.В. Коноваленко // Сборник трудов конференции «Ашировские чтения», Туапсе, 2019. – т.1. – №1 (11). – С. 348-349.
101. Коныгин, С.Б. Использование программного комплекса «МиР ПиА» для моделирования работы установки низкотемпературной конденсации / С.Б. Коныгин, Д.В. Коноваленко // Сборник трудов конференции «Ашировские чтения», Туапсе, 2019. – №1 (11). – С. 360-362.
102. Konygin, S.B. Estimating the effect of instrument accuracy on the accuracy of mathematical modeling of quality indicators of oil treatment for transportation. / S B Konygin, D V Konovalenko, D A Kryuchkov // IOP Conference Series: Materials Science and Engineering, 2020. Volume 862, Issue 3. – Pp. 32068.
103. Официальный сайт ООО «МИР ПИА» [Электронный ресурс]. – Раздел «Продукты». Режим доступа: <https://mirpia.ru/>

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Сведения об использовании результатов работы



АКЦИОНЕРНОЕ ОБЩЕСТВО «САМАРАНЕФТЕГАЗ»
(АО «Самаранефтегаз»)

Волжский проспект, д. 50, г. Самара, Октябрьский район, Российская Федерация, 443071
Телефон: (846) 333-02-32, 213-55-26, факс: (846) 333-45-08, e-mail: sng@samng.rosneft.ru
ОКПО 05013846, ОГРН 1026300956990, ИНН/КПП 6315229162/997250001

от 10.09.2020 № СНГ 39/2-5868

на № _____ от _____

На кафедру «Машины
и оборудование нефтегазовых
и химических производств» СамГТУ

СПРАВКА

об использовании результатов диссертационной работы Коноваленко Д.В.
«Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти
к транспортировке»

В рамках договоров на выполнение работ №16-03246-010/3225116/1255Д от 24.06.2016 г. «Разработка технологии физической очистки нефти от сероводорода, меркаптанов и ее адаптация к условиям подготовки нефти на УКПН №2 НСП» и №3222419/4522Д от 30.12.2019 «Подготовка технических решений по внедрению блока «мягкой отпарки» нефти от сероводорода на УКПН-2 Отрадненского НСП» на базе АО «Самаранефтегаз» для моделирования работы действующих установок подготовки нефти были использованы результаты диссертационной работы Коноваленко Д.В. «Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к транспортировке», выполненной под руководством зав.каф., д.т.н. Конигина С.Б.

Полученные результаты позволяют проводить корректировку параметров технологического режима установок подготовки для поддержания качества товарной нефти. Результаты диссертационной работы могут быть рекомендованы для внедрения на нефтегазодобывающих предприятиях.

Начальник управления
подготовки и перекачки нефти
АО «Самаранефтегаз»

К.Л. Пашкевич

0337099



Общество с ограниченной ответственностью
Научно-производственная фирма

ИЗОМЕР

ИНН 6330012823 КПП 633001001



446209, Самарская обл.,
г. Новокуйбышевск, ул. Монтажная, д.3А

Тел. 8 (84635) 3-40-44
e-mail: ooo.isomer@mail.ru

АКТ

о внедрении результатов диссертационной работы Коноваленко Д.В.
«Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к транспортировке»

На технологической площадке ООО НПФ «ИЗОМЕР» (г.Новокуйбышевск) была построена опытная установка №2, предназначенная для разделения многокомпонентных смесей.

Особенностью работы данной установки является постоянно изменяющийся химический состав сырья. В этой связи для обеспечения стабильности качества продукции требуется постоянная корректировка параметров технологического режима.

Для решения указанной задачи были внедрены результаты диссертационной работы Д.В.Коноваленко «Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к транспортировке». Это позволило прогнозировать качество получаемой продукции в промежутках между химическими анализами, своевременно изменять параметры технологического режима и избежать получения брака.

Ген. Директор

ООО НПФ «ИЗОМЕР»



Иванов А.В.



Частное образовательное учреждение дополнительного профессионального образования
«Международный Институт Профессионального Образования»
 ИНН 6316997791; КПП 631601001
 Адрес: Россия, 443086, Самара, ул. Мичурина 154-100
 р/с 40703810154400031011 в Поволжский банк ПАО «Сбербанк России»
 Телефон: (846) 990-23-86, 989-15-01, 972-45-88. Web: www.inipe.com, E-mail: ceo@inipe.com
 ОГРН 1126300005963; ОКПО 13784960

АКТ

о внедрении результатов диссертационной работы Коноваленко Д.В.
 «Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к транспортировке»

Результаты диссертационной работы Коноваленко Д.В. «Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к транспортировке» были внедрены в программу повышения квалификации специалистов нефтегазового производства по направлению сбора, подготовки нефти, газа и воды.

В процессе обучения слушателями отрабатывались навыки корректировки технологического режима на модели типовой установки подготовки нефти. Обучающимся предлагались различные варианты внештатных ситуаций, приводящих к потере качества готовой продукции.

В ходе практических занятий внедренная система поддержания качества подготовки нефти позволяла обучающимся существенно уменьшить объемы товарной нефти ненадлежащего качества и снизить расход реагента.

Использование результатов диссертационной работы позволило значительно улучшить качество учебного процесса.

Директор
 ЧОУ ДПО «МИПО»
 к.т.н., профессор РАЕ



Воробьев С.В.



ООО «ЭКО-технологии плюс»
443045, г. Самара,
ул. Корабельная д.15 оф.21
тел: 8-800-444-00-53
e-mail: eko-techplus@mail.ru

АКТ

о внедрении результатов диссертационной работы Коноваленко Д.В.
«Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к
транспортировке»

Основные выводы и рекомендации, полученные в диссертационной работе Д. В. Коноваленко «Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к транспортировке», представленной на соискание ученой степени кандидата технических наук, были внедрены при проектировании установки подготовки нефти, что позволило определить требуемые параметры режима проведения технологического процесса.

С уважением,
Генеральный директор
ООО «ЭКО-технологии плюс»



Артеменко Н.Е

УТВЕРЖДАЮ
Проректор по учебной работе
ФГБОУ ВО СамГТУ

профессор
Юсупова О.В.
« 3 » 2024 г.



АКТ
научно-технической комиссии
о внедрении результатов научно-исследовательской работы
Коноваленко Дениса Владимировича
«Адаптивная система поддержания качества подготовки нефти к транспортировке»

Комиссия в составе к.т.н., зав. кафедрой ИИТ Ярославкиной Е.Е., к.т.н., доцента кафедры ИИТ Мельникова Е.В., к.т.н., доцента кафедры АУТП Мельниковой Д.А., к.т.н., доцента кафедры АУТП Сусарева С.В. составила настоящий акт о том, что результаты, полученные в рамках научно-исследовательской работы Коноваленко Д.В., внедрены в учебный процесс на кафедре «Информационно-измерительная техника» и на кафедре «Автоматизация и управление технологическими процессами» Самарского государственного технического университета при подготовке магистров по направлению 12.04.01 «Приборостроение» и бакалавров по направлению 15.03.04 «Автоматизация технологических процессов и производств»

Результаты научных исследований, проведенных Коноваленко Д.В., использованы при изучении дисциплин: «Технология неразрушающего контроля нефтегазовой отрасли», «Специальные системы управления в нефтегазопереработке».

Реализация полученных автором результатов исследований позволила повысить эффективность и качества учебного процесса.

Зав. кафедрой ИИТ,
к.т.н., доцент

к.т.н., доцент ИИТ

к.т.н., доцент АУТП

к.т.н. доцент АУТП

 Е.Е. Ярославкина
 Е.В. Мельников
 С.В. Сусарев
 Д.А. Мельникова