

На правах рукописи

Барамыгина Наталья Александровна

**МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ
ГАЗОВ И ГАЗОВЫХ КОНДЕНСАТОВ.**

(05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий)

АВТОРЕФЕРАТ

диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Томск – 2006

Работа выполнена в Томском политехническом университете

Научный руководитель:

доктор технических наук, профессор

Кравцов А.В.

Официальные оппоненты:

доктор технических наук, профессор

Косинцев В.И.

кандидат технических наук, старший научный сотрудник

Юдина Н.В.

Ведущая организация: ОАО «ТомскНИПИнефть», г. Томск

Защита диссертации состоится «27» июня 2006 г. в «14³⁰» часов на заседании диссертационного совета Д 212.269.08 при Томском политехническом университете по адресу: 634034, Томск, пр. Ленина, 30.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Томского политехнического университета.

Автореферат разослан «26» мая 2006 г.

Ученый секретарь диссертационного совета

кандидат технических наук, доцент

Петровская Т.С.

Общая характеристика работы

Актуальность работы: При эксплуатации действующих установок промышленной подготовки газа и газового конденсата объективно возникают технологические проблемы, обусловленные, в первую очередь, выработкой газоконденсатного месторождения, изменением компонентного состава пластовой смеси, требованиями к качеству товарной продукции и т.п., что обуславливает необходимость непрерывного анализа основных технологических показателей и эффективности производства в целом.

Наиболее эффективным решением этих проблем является, в настоящее время, применение технологических моделирующих систем, базирующихся на физико-химических основах процессов, и методе математического моделирования с учетом накопленного опыта эксплуатации технологии промышленной подготовки газа и газового конденсата.

Разработанные к настоящему времени универсальные моделирующие системы (такие как PRO-II, HYSYS и т.п.) используются в основном для проведения инжиниринговых (проектных) расчетов.

Однако, для решения задач повышения эффективности действующего производства, экономически более выгодно и практически приемлемо применение специализированных технологических моделирующих систем (ТМС). Эти системы формируются с использованием методологии метода математического моделирования, т.е. на основе иерархического подхода, с описанием на каждом этапе количественных закономерностей процессов в реальных условиях. По существу ТМС адаптируется к исследуемым процессам и отражает специфику конкретной технологии.

Таким образом, возникает реальная необходимость разработки компьютерной технологической системы промышленной подготовки газа и газового конденсата, позволяющей на качественно новом уровне анализировать технологические решения и прогнозировать основные показатели работы установки промышленной подготовки газа и газового конденсата, а также эффективно решать задачи проектирования новых и реконструкции действующих процессов и технологий.

Работа выполнена в рамках основного направления научных исследований кафедры химической технологии топлива, входящего в число основных направлений Томского политехнического университета «Разработка научных основ математического моделирования и оптимизация технологий подготовки и переработки горючих ископаемых и получения энергетических топлив», а также по договору с предприятием ОАО «Томскгазпром».

Цель работы: Разработка технологической моделирующей системы промышленной подготовки газов и газовых конденсатов, интегрированной на основе моделей стадий низкотемпературной сепарации, процессов дегидратации и стабилизации газовых конденсатов.

Для достижения поставленной цели решались следующие задачи:

- Разработка структуры и формирование технологической моделирующей системы на основе анализа технологии промышленной подготовки газов и газовых конденсатов.
- Разработка математического описания каждой стадии процесса ректификации с целью создания математической модели адекватно описывающей процесс.
- Разработка метода численной реализации предложенной математической модели процесса ректификации с целью сокращения временных затрат на выполнение расчетов и повышения точности определения составов и расходов выходных потоков.
- Оценка коэффициента эффективности контакта с целью составления математической модели контактного устройства, учитывающего влияние гидродинамического фактора на парожидкостное равновесие.
- Изучение влияния технологических параметров на исследуемые процессы с целью подтверждения соответствия результатов основным теоретическим закономерностям.
- Прогнозирование параметров работы промышленной технологии в процессе выработки месторождения.

Научная новизна:

- Впервые, с использованием иерархического подхода, сформирована технологическая моделирующая система промышленной подготовки газа и газового конденсата, основанная на выявленных взаимовлияющих этапах многостадийного процесса, позволяющая выполнять многопараметрический анализ действующих производств.
- Сформирована математическая модель процесса ректификации, позволяющая учесть долю отгона и конденсации потоков, поступающих на ступень разделения, а также как равновесные, так и рабочие параметры определяемых потоков. Выявлено, что рабочий расход пара покидающего тарелку зависит от равновесных параметров этого потока, эффективности контакта и рабочих параметров потока пара, поступающего с ниже расположенной тарелки. Математическая модель кубовой части колонны разделения основана на общем и покомпонентном материальных балансах, учитывающих неполное испарение жидкости в печи нагрева.
- Установлена зависимость функции, позволяющей корректировать исходную информацию для каждого итеративного этапа расчета по модели, от покомпонентного материального баланса аппарата.

Практическое значение.

- Разработана технологическая моделирующая система промышленной подготовки газов и газовых конденсатов, позволяющая на качественно новом уровне анализировать технологические процессы, оценивать эффективность

технологических режимов, прогнозировать качество и количество товарной продукции и т.д.

– Разработан математический модуль процесса ректификации, позволяющий адекватно описывать процессы разделения технологии промышленной подготовки газов и газовых конденсатов.

– Предложенный метод корректировки исходной информации при реализации математической модели позволяет ускорить процесс вычислений и повысить точность полученных результатов.

С использованием разработанной технологической моделирующей системы:

– Определены оптимальные термобарические условия проведения процесса стабилизации Северо-Васюганского газоконденсатного месторождения для получения максимального количества товарной продукции, качество которой удовлетворяет требованиям ГОСТ, при минимальных энергетических затратах.

– Предложен вариант реконструкции установки стабилизации газового конденсата Мыльджинского газоконденсатного месторождения с целью получения дополнительного товарного потока – бензиновой фракции.

Реализация результатов исследований.

Разработанная технологическая моделирующая система и результаты, исследования переданы по акту в технологический отдел ОАО «Томскгазпром», а также используются в научно-педагогической деятельности кафедры Химической технологии топлива Томского политехнического университета.

На защиту выносятся:

1. Структура сформированной технологической моделирующей системы процессов промышленной подготовки газов и газовых конденсатов.
2. Математическая модель процесса многокомпонентной ректификации, основанная на системном подходе, учитывающая рабочие условия протекания процессов, а также позволяющая определить доли испарения и конденсации на каждой ступени разделения.
3. Результаты моделирования технологии промышленной подготовки газов и газовых конденсатов месторождений Западной Сибири.
4. Решения технологических задач определения оптимальных термобарических условий проведения процесса стабилизации газового конденсата Северо-Васюганского газоконденсатного месторождения, оптимального варианта реконструкции колонны стабилизации Мыльджинского газоконденсатного месторождения с целью получения дополнительного продукта–бензиновой фракции.

Апробация работы.

Результаты исследований обсуждались на конференциях, симпозиумах и форумах: Пятом международном им. академика М.А. Усова научном симпозиуме студентов, аспирантов, молодых ученых «Проблемы геологии и

освоения недр», г. Томск, 2002г.; Второй межрегиональной специализированной выставке-ярмарке «Газификация -2002», г. Томск, 2002г.; Пятой международной конференции «Химия Нефти и Газа», г. Томск, 2003г.; Пятой межрегиональной выставке-конгрессе «Нефть и газ 2004», г. Томск, 2004г.; Третьей всероссийской научной конференции «Химия и химическая технология на рубеже тысячелетий», г. Томск, 2004г.; Специализированной выставке-конгрессе «Нефть и Газ - 2005», г. Томск, 2005 г.; 8th Korea-Russia International Symposium on Science and Technology KORUS 2004, Tomsk, 2004г.; Международной научно-технической конференции «Нефть и Газ Западной Сибири», г. Тюмень, 2005г.

Результаты диссертационной работы обсуждались на семинарах кафедры ХТТ ТПУ и научно-технических советах ОАО «Томскгазпром».

Публикации.

По материалам диссертации опубликовано 2 статьи, 17 тезисов докладов, зарегистрирована компьютерная программа, получены:

- Диплом университетского тура Всероссийского конкурса на лучшую научную работу студентов по естественным, техническим и гуманитарным наукам.– 2003г.
- Грамота открытого конкурса на лучшую работу студентов по естественным, техническим и гуманитарным наукам в высших учебных заведениях Российской Федерации. – 2003г.
- Диплом I степени конкурса 2003 года «Использование современных информационных технологий в учебном процессе».

Объем работы.

Диссертационная работа состоит из введения, пяти глав, выводов, списка литературы и приложения. Диссертация изложена на 186 страницах машинописного текста, содержит 76 рисунков, 54 таблицы, библиография включает 131 наименование.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ.

Во введении показана актуальность темы данной диссертационной работы, определены ее основные цели, показана научная новизна и практическая значимость.

В первой главе приведен обзор химико-технологических процессов, составляющих технологию промышленной подготовки газа и газового конденсата. Проведен анализ существующих моделирующих систем, их возможностей и недостатков. Показана необходимость разработки специализированной технологической моделирующей системы промышленной подготовки газов и газовых конденсатов, позволяющей моделировать процессы с учетом их технологических особенностей, а также с учетом взаимного влияния стадий технологии друг на друга.

Во второй главе приведено описание структуры разработанной технологической моделирующей системы (рис.1) процессов промышленной подготовки газов и газовых конденсатов, включающих две стадии представленные процессами установки комплексной подготовки газ (УКПГ) и установки деэтанализации и стабилизации конденсата (УДСК). Принципиальная технологическая схема промышленной подготовки газов и конденсатов приведена на рисунке 2.

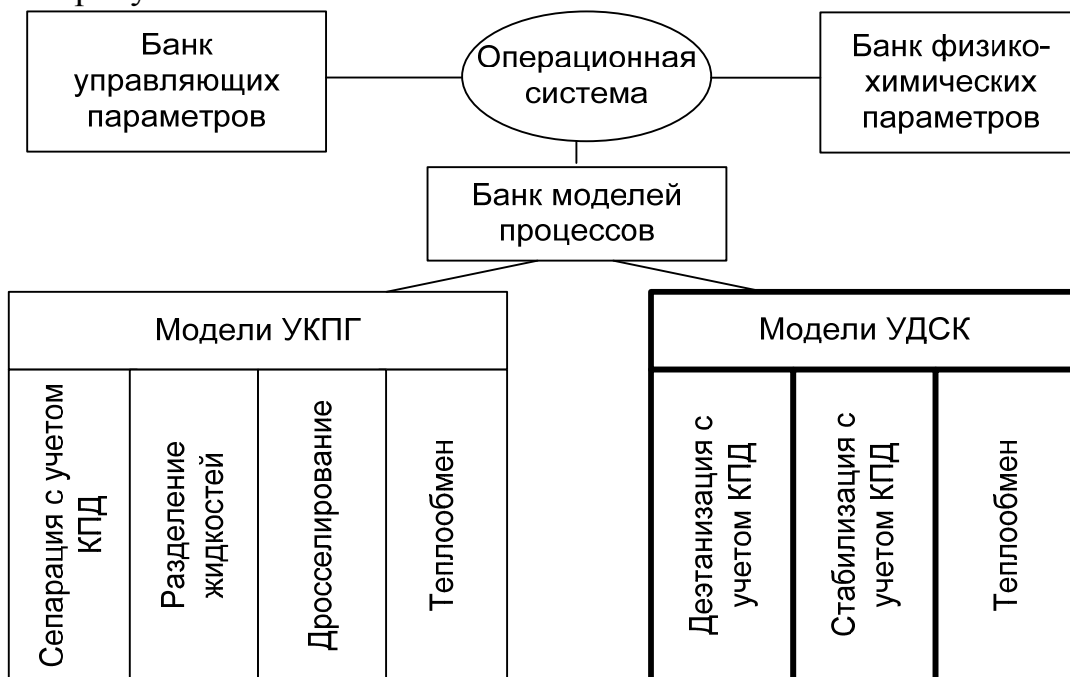


Рисунок 1. Структура технологической моделирующей системы процессов промышленной подготовки газов и газовых конденсатов.

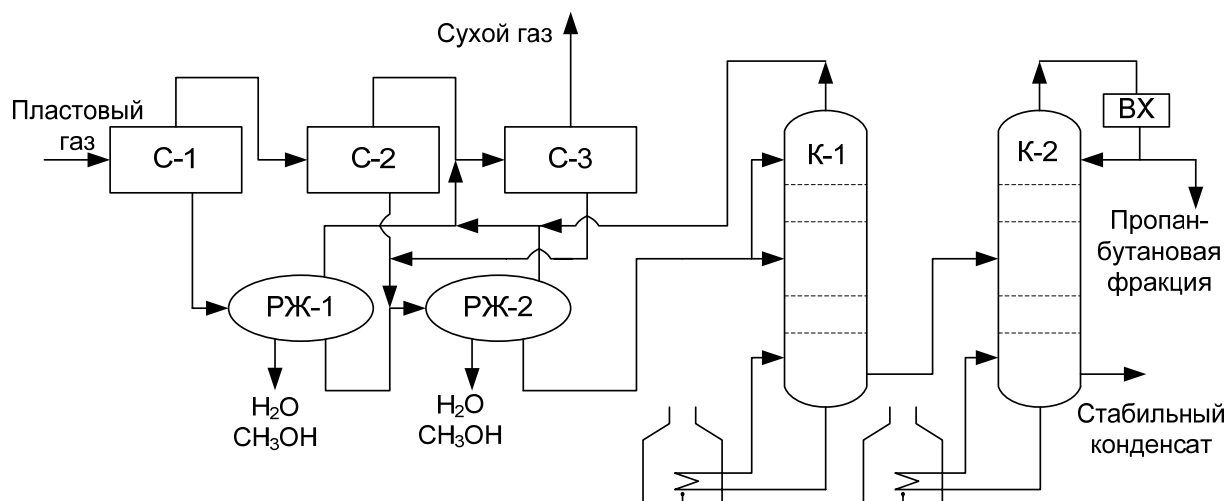


Рисунок 2.– Принципиальная технологическая схема промышленной подготовки газа и газового конденсата Мыльджинского газоконденсатного месторождения.

Ранее на кафедре ХТТ была разработана моделирующая система только одной стадии – комплексной подготовки газа (модуль УКПГ). Несомненно, необходимо моделировать процессы промышленной подготовки в рамках единой технологии со взаимозависимыми и взаимовлияющими стадиями.

Нами разработан математический модуль расчета стадии стабилизации (УДСК), представленной многокомпонентной ректификацией. Интегрирование сформированных математических моделей стадий УКПГ и УДСК позволяет моделировать весь технологический процесс и оценивать оптимизационные решения на качественно новом уровне.

Математическое описание основывается на системном подходе к построению математических моделей. Выделенные элементарные стадии в исследуемом процессе приведены на рисунке 3.

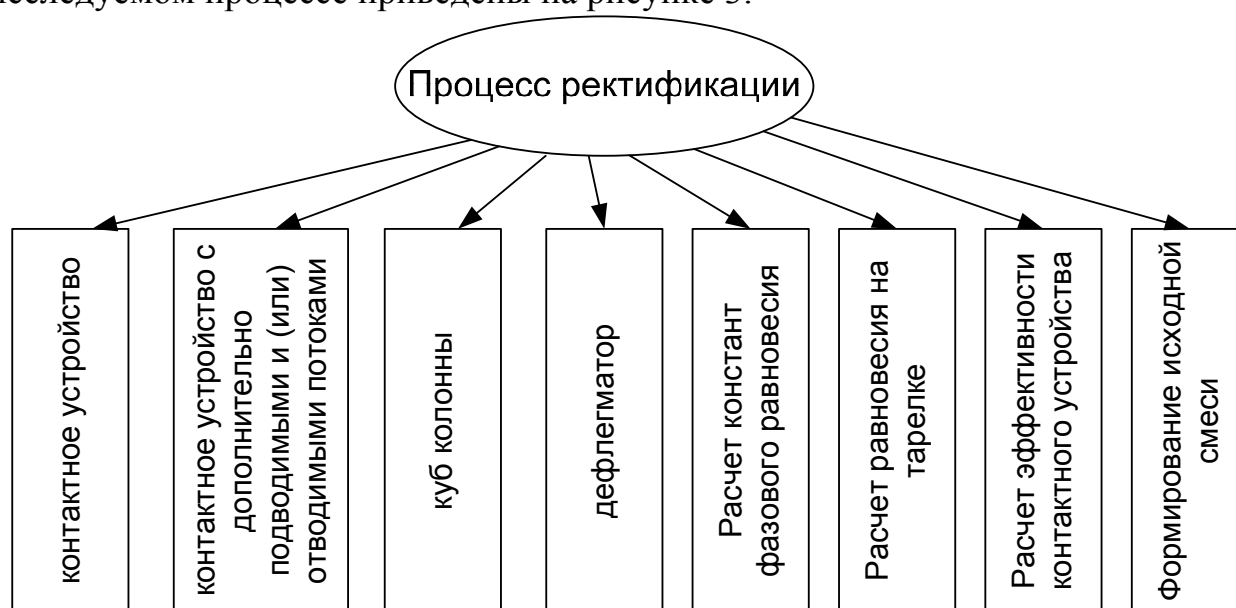


Рисунок 3. – Элементарные стадии процесса ректификации.

Для каждого элементарного этапа разработано математическое описание.

Расчет фазового равновесия заключается в определении констант фазового равновесия на основе уравнения состояния Пенга-Робинсона и методики, предложенной в работе Шилова, Клочкова, Ярышева, опубликованной в журнале «Нефтяное хозяйство».

Для расчета равновесия на тарелке разработаны:

- модуль расчета однократного испарения жидкости с определением доли отгона ($e_{исп}$);
- модуль расчета однократной конденсации пара с определением доли конденсации ($e_{конд}$);

Для описания математической модели контактного устройства обратимся к рисунку 4.

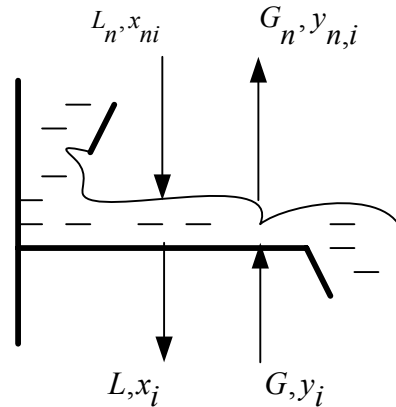


Рисунок 4. – Схема потоков контактного устройства.
 Расход и состав: L, x_i – жидкости, спускающейся с тарелки;
 G, y_i – пара, поступающего на тарелку; $L_n, x_{n,i}$ – жидкости,
 поступающей на тарелку; $G_n, y_{n,i}$ – пара, уходящего с тарелки.

В основе математической модели лежит четырехпоточная схема контактного устройства.

При известных параметрах без индекса n , последовательность расчета следующая:

Определим равновесные расход и состав пара покидающего j -ю тарелку $(G_n^*, y_{n,i}^*)$, просуммировав два потока:

а) Состав не сконденсировавшегося пара $(y_{k,i})$ при поступлении парового потока на j -ю тарелку с параметрами G, y_i определим из расчета конденсации на тарелки.

Расход вычислим по выражению:

$$G_k = (G - G \cdot e_{\text{конд}}), \quad (1)$$

б) Примем, что жидкость, спускающаяся с j -ой тарелки (L, x_i) имеет такие же параметры что и жидкость, находящаяся на тарелке. Состав испарившегося из жидкости пара $(y_{u,i})$ определим из расчета однократного испарения.

Расход пара:

$$G_u = L \cdot e_{\text{исп}}, \quad (2)$$

Определим состав пара при рабочих условиях, покидающего j -ю тарелку:

$$y_{n,i} = y_i + \eta \cdot (y_{n,i}^* - y_i), \quad (3)$$

где η – эффективность тарелки можно задавать цифрой или определять по методу, описанному ниже.

В данной работе предлагается следующая последовательность расчета, количество пара покидающего тарелку:

$$G_n = \sum_{i=1}^n GG_{n,i}, (4)$$

где n – количество компонентов, $GG_{n,i}$ – покомпонентный расход пара, покидающего тарелку при рабочих условиях, определяется по формуле:

$$GG_{n,i} = GG_i + \eta \cdot (GG_{n,i}^* - GG_i), (5)$$

где GG_i – покомпонентный расход пара, поступающего на тарелку, $GG_{n,i}^*$ – равновесный покомпонентный расход пара, находящегося на тарелке.

Расход и состав жидкости, поступающей с выше расположенной тарелки, определим из общего и покомпонентного материальных балансов j -й тарелки.

Математическая модель контактного устройства с дополнительно подводимыми и (или) отводимыми потоками основывается на модели четырехпоточной тарелки, но при этом общий и покомпонентный материальные балансы будут включать не четыре потока, как в общем случае, а все необходимые дополнительные потоки.

В контексте данной работы кубовая часть колонны представляет собой сам куб (нижняя часть колонны), печь нагрева кубового остатка, при этом учитываются все потоки входящие и выходящие из нее, а также поток пара поступающего на первую тарелку и поток жидкости, спускающийся с первой тарелки. Предложена математическая модель расчета кубовой части колонны, которая учитывает неполное испарение жидкости в печи нагрева. Модель основывается на общем и покомпонентном материальных балансах кубовой части, которая решается с применением численного метода последовательного приближения, где вычисляются расходы и составы выходных потоков из печи (испарившийся пар и не испарившаяся жидкость) до тех пор, пока разница между расходами неиспарившейся жидкости на двух ближайших итерациях не станет меньше, чем допустимое значение.

Поскольку в процессе стабилизации Мыльдзинского ГКМ дефлегматор реализован по схеме парциальной конденсации, то модуль расчета ректификации также основывается на математической модели парциальной (неполной) конденсации.

Для определения эффективности контактного устройства при расчете ректификации по предложенной математической модели был выбран метод, основанный на определении общих чисел переноса для жидкой и паровой фаз. Метод учитывает гидродинамические режимы работы колонны, конструкционные особенности тарелки, физико-химические свойства контактирующих фаз и т.д.

Математическая модель процесса ректификации, предлагаемая в данной работе, позволяет выполнить расчеты процесса разделения смеси с практически любым количеством компонентов. Ограничивающим фактором в данном

случае будет являться, созданная специально для разрабатываемой системы, база данных с физико-химическими свойствами индивидуальных компонентов.

Поскольку применение предложенной математической модели процесса ректификации возможно с формированием исходной смеси по количеству компонентов (проводя агрегирование или напротив, разбиение), то выбраны и обоснованы методы определения основных физико-химических свойств агрегированных псевдокомпонентов.

Для численной реализации разработанной математической модели выбран метод последовательного приближения. В результате вычисления определяется основная информация (расходы и составы выходных потоков – остатка и дистиллята) для расчета покомпонентного материального баланса (к примеру, колонны деэтанализации):

$$G_b \cdot y_{b,i} + L_b \cdot x_{b,i} - (F + F_{op}) \cdot x_{f,i} = 0, (6)$$

Где G_b , L_b , F , F_{op} – расходы верхнего продукта, нижнего продукта, потока питания и орошения соответственно; $y_{b,i}$, $x_{b,i}$, $x_{f,i}$ – составы верхнего, нижнего продуктов и потока питания соответственно.

При условии, если уравнение (6) не выполняется с некоторой заданной точностью, то выполняется расчет следующей итерации. Исходная информация для следующей итерации формируется с учетом результатов расчета с предыдущей итерации по алгоритму:

– определяется покомпонентный расход потока жидкости спускающейся с первой тарелки в куб колонны по предложенной в данной работе формуле (для колонны деэтанализации):

$$LL_{1,i}^{q+1} = LL_{1,i}^q + \frac{(x_{f,i} \cdot (F_1 + F_2) - G_b \cdot y_{b,i} - L_b \cdot x_{b,i})}{L_b}, (7)$$

где q – номер итерации, $LL_{1,i}$ – покомпонентный расход жидкости спускающейся с первой тарелки.

– затем определяются расход и мольный состав этого потока.

В третьей главе приведены результаты определения адекватности разработанной математической модели, а также исследования влияния термобарических параметров на процессы деэтанализации и стабилизации.

В данной работе, в виду отсутствия возможности проведения параллельных измерений в производственных условиях, оценка адекватности математических моделей была проведена на основе сравнения расчетных и экспериментальных данных.

В таблице 1, 2 приведены результаты расчета процесса деэтанализации и стабилизации на примере Мыльджинского ГКМ.

Таблица 1. – Сравнение результатов расчета и экспериментальных значений процесса деэтанзации ($P = 2,02$ МПа; $t_{\text{верха}} = 35,5^{\circ}\text{C}$; $t_{\text{низа}} = 110^{\circ}\text{C}$).

Вещество	Содержание, %мольн.				
	НК	МЭФ		ДЭК	
			Расчет	Эксперимент	Расчет
<i>Метан</i>	10,73	53,52	54,51	1,25	1,01
<i>Этан</i>	6,56	25,86	25,18	2,28	2,34
<i>Пропан</i>	15,49	15,32	14,23	15,53	15,73
<i>И-бутан</i>	7,51	2,39	2,10	8,65	8,71
<i>Н-бутан</i>	11,47	2,03	2,01	13,56	13,59
<i>И-пентан</i>	7,2	0,46	0,43	8,69	8,71
<i>Н-пентан</i>	7,35	0,35	0,31	8,90	8,92
<i>С6+</i>	33,69	0,0	0,0	41,14	41,20
<i>Расход, кг/ч</i>	31243	2142	2146	29093	29097

Таблица 2. – Сравнение результатов расчета и экспериментальных значений процесса стабилизации ($P = 1,47$ МПа; $t_{\text{верха}} = 71,7^{\circ}\text{C}$; $t_{\text{низа}} = 163,8^{\circ}\text{C}$).

Вещество	Содержание, %мольн.				
	ДЭК	ПБФ		СК	
			Расчет	Эксперимент	Расчет
<i>Метан</i>	1,25	3,03	2,33	0,0	0,0
<i>Этан</i>	2,28	7,12	6,76	0,0	0,0
<i>Пропан</i>	15,53	44,52	45,07	0,0	0,0
<i>И-бутан</i>	8,65	22,03	22,66	1,37	1,09
<i>Н-бутан</i>	13,56	20,46	20,76	9,76	9,71
<i>И-пентан</i>	8,69	1,65	1,56	12,44	12,51
<i>Н-пентан</i>	8,90	0,88	0,86	13,18	13,10
<i>С6+</i>	41,14	0,0	0,0	62,97	63,58
<i>Расход, кг/ч</i>	29097	6413	6393	22704	22684

Расчеты показали, что средняя погрешность определения составов всех выходных потоков двух колонн Мыльджинского ГКМ не превышает 11%. В случаях, когда содержание компонента в смеси мало погрешность расчетов увеличивается. Погрешность расчетов расходов выходных потоков находится в пределах 2-3%.

Исследования показали, что разработанная математическая модель также удовлетворительно описывает процессы ректификации различных газоконденсатных месторождений. Примером являются процессы деэтанзации и стабилизации Северно-Васюганского ГКМ, Камчатского ГКМ. Средняя погрешность определения содержания основных компонентов в смеси потоков процессов деэтанзации и стабилизации Северно-Васюганского ГКМ – 7,2 %; Камчатского ГКМ – 7,7%. Средняя погрешность определения расходов потоков – 2,9%; Камчатского ГКМ – 7,9%.

Т.о. показано, что расчет совпадает с экспериментом с допустимой погрешностью и математическую модель можно считать адекватной.

Для дополнительного подтверждения адекватности разработанной математической модели был проведен анализ соответствия результатов расчетов основным теоретическим закономерностям

Исследования влияния технологических параметров проводились на разработанных нами программных модулях процессов ректификации и отпаривания.

Исследование влияние давления на процесс отпаривания проводилось при варьировании параметра в диапазоне 1,62-2,62 МПа, наблюдаемом при эксплуатации колонны деэтанзации Мыльджинского ГКМ. Исследование влияние давления на процесс ректификации проводилось при варьировании параметра в диапазоне 0,82-1,47 МПа.

При увеличении давления от 1,62 МПа до 2,62 МПа в колонне деэтанзации расход МЭФ уменьшается от 3827,33 до 1117,9 кг/ч и расход ДЭК увеличивается от 26703,3 до 29413,2 кг/ч. При увеличении давления от 0,82 МПа до 1,72 МПа в колонне стабилизации расход ПБФ уменьшается от 7645,2 до 6698,8 кг/ч и расход СК увеличивается от 20961,8 до 21908,2 кг/ч.

Исследования показали, что в обеих колоннах увеличение давления приводит к конденсации углеводородов в жидкость в разном соотношении. Компоненты с большей молекулярной массой конденсируются интенсивнее, что соответствует первому закону Коновалова.

Исследование влияния температурного режима на процесс разделения в колонне деэтанзации проводили в диапазоне от 9–109 °С ($T_{\text{верха}} - T_{\text{низа}}$) до 51–151 °С. С повышением температуры количество МЭФ увеличивается от 1682,2 кг/ч до 2727,7 кг/ч, а количество ДЭК уменьшается от 28635,8 кг/ч до 27590,3 кг/ч.

Определено процентное соотношение прироста количества каждого компонента в МЭФ за счет повышения температуры в колонне деэтанзации на

42 °С. На рисунке 5 приведено процентное изменение содержания каждого компонента в МЭФ при ужесточении температурного режима.

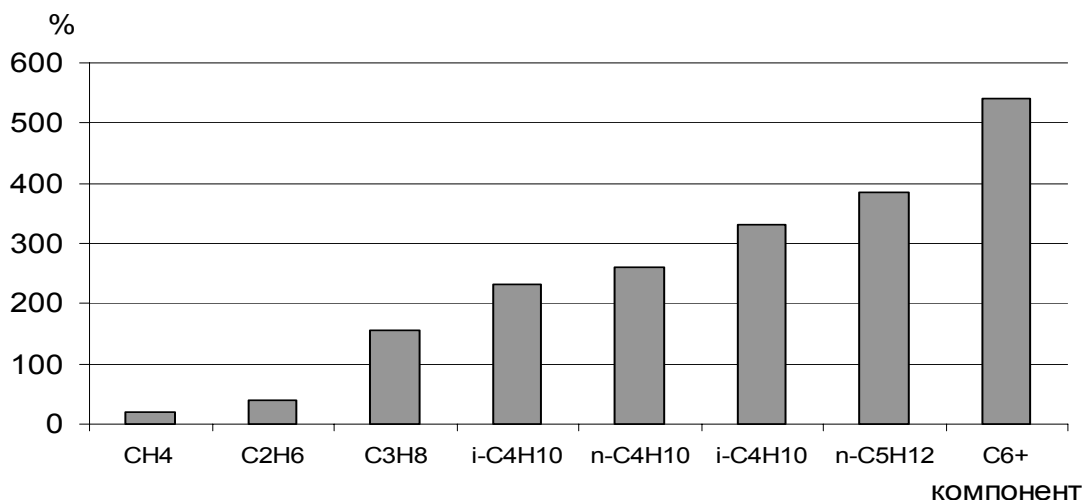


Рисунок 5. – Процентное изменение содержания компонентов в метан-этановой фракции при ужесточении температурного режима на 42°С.

Показано, что чем выше молекулярная масса компонента, тем больше он обогащает МЭФ, что полностью согласуется с первым законом Вревского.

Влияние температурного режима на процесс стабилизации исследовали в диапазоне от 44–135 °С до 83–174 °С. С ужесточением температурного режима увеличивается количество ПБФ от 6420,8 кг/ч до 7106,8 кг/ч, количество СК уменьшается от 22186,2кг/ч до 21500,2 кг/ч.

Таким образом, исследования влияния основных технологических параметров на качество проведения процессов разделения в ректификационной колонне и колонне отпаривания показали, что использование разработанных математических моделей позволяет проводить виртуальные эксперименты исследуемых процессов с достаточной достоверностью.

В четвертой главе приведены результаты исследований и анализа влияния технологических параметров на результаты процессов деэтанзации и стабилизации, полученные с применением разработанных математических модулей данных процессов.

Исследовано влияние принципа изменения температурного режима на результаты разделения в колоннах деэтанзации и стабилизации.

Исследования проводились при изменении температурного режима следующими способами:

– Изменение температуры верха и низа колонны. В колонне деэтанзации диапазон варьирования температур 9-109 °С – 50-151 °С (температуры верха – низа соответственно). В колонне стабилизации диапазон температур 44-135 °С – 83-174 °С.

– Изменение температуры низа колонны. Влияние температуры низа колонны на процесс деэтанзации исследовали в диапазоне от 109 °С до 150 °С.

Влияние температуры низа колонны на процесс стабилизации исследовали в диапазоне от 134 °С до 175 °С.

– Изменение температуры верха колонны. Влияние температуры верха колонны на процесс деэтанализации исследовано в диапазоне от 10 °С до 53 °С. Влияние температуры верха колонны на процесс стабилизации исследовано в диапазоне от 46 °С до 81 °С.

Исследования показали, что наиболее существенное воздействие на соотношение выход верхнего продукта / выход нижнего продукта оказывает параллельное изменение температуры верха и низа колонны ($\Delta G_{(МЭФ)}$ – 1045 кг/ч). При изменении температуры низа колонны прирост МЭФ составил 150 кг/ч, температуры верха – 900 кг/ч, воздействие на колонну деэтанализации первым способом и третьим приводит практически к аналогичным эффектам.

Таким образом, при необходимости изменения соотношения выходов продуктовых потоков колонны деэтанализации следует варьировать именно температурой верха колонны, что является наиболее целесообразно также и с экономической точки зрения.

При параллельном изменении температуры верха и низа колонны стабилизации $\Delta G_{(ПБФ)}$ =686 кг/ч. При увеличении температуры только низа колоны прирост ПБФ составил 472 кг/ч, только верха – прирост ПБФ 262 кг/ч.

Таким образом, при необходимости изменения соотношения выходов продуктовых потоков колонны стабилизации следует изменять параллельно температуры верха и низа колонны.

Исследования влияния номера тарелки питания на процесс разделения в колоннах деэтанализации и стабилизации.

При приближении тарелки питания к верху колонны увеличивается выход верхнего продукта, поскольку в этом случае увеличивается исчерпывающая часть, где происходит испарение-образование большей части парообразного продукта, и уменьшается укрепляющая часть колонны, в которой происходит конденсация образовавшегося пара, а расход нижнего продукта будет соответственно уменьшаться.

При изменении позиции тарелки питания в колонне деэтанализации с 12 до 18, т.е. при приближении ее к верху колонны происходит увеличение расхода МЭФ с 1919 кг/ч до 2266 кг/ч, а ДЭК уменьшается с 28399 кг/ч до 28052 кг/ч. При изменении номера тарелки питания в колонне стабилизации с 16 по 20 происходит увеличение расхода ПБФ с 6100 кг/ч до 7479 кг/ч, и уменьшение расхода СК с 22507 кг/ч до 21128 кг/ч.

В пятой главе приведены результаты расчета процесса промышленной подготовки газа и газового конденсата, полученные на основе разработанной нами технологической моделирующей системы.

Создание математических моделей процессов отпаривания и ректификации, а также математических модулей на их основе позволили сформировать новую ТМС промышленной подготовки газа и конденсата.

Интегрирование математических модулей двух этапов технологии промышленной подготовки позволяет моделировать процессы подготовки газа и определять расход и состав ДЭК, являющегося сырьем для второй стадии промышленной подготовки – стадии стабилизации. Кроме этого, применение ТМС позволяет описывать процессы подготовки газа с учетом влияния процессов стадии стабилизации. Появилась возможность определения состава и расхода МЭФ (верхний продукт колонны деэтанзации), направляемой на вход в третий сепаратор. Также определяется состав ПБФ (верхний продукт колонны стабилизации), что дает возможность оценить количество потока ПБФ, которое допускается смешивать с потоком товарного газа, не повышая точку росы выше допустимого ГОСТом значения.

Таким образом, применение ТМС позволяет моделировать двух этапную технологию промышленной подготовки газа и конденсата как единую технологию с учетом прямых и обратных связей, что дает возможность оценивать технологические решения на качественно новом уровне.

Результаты расчета процессов промышленной подготовки газов и газового конденсата на примере Северно-Васюганского ГКМ приведены в таблице 3. ДНП СК составило 42,6 кПа, точка росы СГ –15,9 °С.

Определим приrost товарной продукции при проведении процесса стабилизации при оптимальных термобарических условиях.

Проведение процесса стабилизации при рабочих термобарических условиях позволяет получить стабильный конденсат в количестве 13400 кг/ч (табл. 3), при этом выделяется «чистого» сухого газа 65400 кг/ч. Кроме этого, из выделенной ПБФ в количестве 8100 кг/ч, 1500 кг/ч можно смешивать с сухим газом, что приведет к повышению точки росы СГ с – 15 до – 11,7 °С и при этом может увеличить его количество до 66900 кг/ч (остаток ПБФ составит 6600 кг/ч).

Поскольку разработанная ТМС позволяет исследовать влияние технологических параметров на процессы и параметрическую чувствительность объекта, определим оптимальный температурный режим в колонне стабилизации на УДСК Северно-Васюганского ГКМ.

Требования предъявляемые в СК (ГОСТ Р 51858-2002) допускает значение давление насыщенного пара не превышающее 66,7 кПа.

При исследовании влияния температуры на процесс разделения в стабилизаторе в диапазонах 75-170–55-150 °С ($T_{\text{верха}} - T_{\text{низа}}$), оказалось, что снижение температуры положительно влияет на процесс разделения с точки зрения количества целевой продукции (при высоком температурном режиме получено 13171 кг/ч стабильного конденсата при наиболее низком –14547 кг/ч). В этом случае происходит увеличение значения ДНП стабильного конденсата с 40,6 кПа до 68,86 кПа.

Оптимальным является температурный режим 58-152 °С, поскольку проведения процесса стабилизации при этом режиме позволяет получить

Таблица 3. – Результаты расчета процессов комплексной подготовки газа и деэтанализации и стабилизации газового конденсата с применением моделирующей системы. (Температура: С1=21°С, С2=11 °С, С3=-35 °С, РЖ1=17 °С, РЖ2=-26 °С; давление: С1=8,3МПа, С2=8,2 МПа, С3=3,6 МПа, РЖ1=5,5 МПа, РЖ2=3,1 МПа)

(Деэтанализатор: $t_n=105\text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_v=18\text{ }^{\circ}\text{C}$, $p=2,4\text{ МПа}$;

Стабилизатор: $t_n=165\text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_v=70\text{ }^{\circ}\text{C}$, $p=1,5\text{ МПа}$).

Компонент	Наименование потока												
	Пластовый газ	Сухой газ		Нестабильный конденсат		Метанэтановая фракция		Деэтанализованный конденсат		Пропанбутановая фракция		Стабильный конденсат	
		Экс.	Расч.	Экс.	Расч.	Экс.	Расч.	Экс.	Расч.	Экс.	Расч.	Экс.	Расч.
CH_4	0,59	83,50	83,11	14,78	13,80	52,41	52,89	0,29	0,5	0,52	0,54	–	–
C_2H_6	3,34	5,08	5,35	10,88	9,00	29,73	30,52	3,59	3,59	6,59	6,8	–	–
C_3H_8	76,31	4,41	4,96	21,55	20,00	10,5	12,93	25,61	24,84	47,04	48,92	–	–
$i-C_4H_{10}$	5,73	1,19	0,98	8,86	10,20	1,98	1,58	11,42	11,55	20,69	18,98	1,25	2,00
$n-C_4H_{10}$	6,38	1,31	1,07	11,33	13,40	1,82	1,37	14,88	14,99	25,02	23,02	3,86	5,21
$i-C_5H_{12}$	2,05	–	0,07	5,87	5,80	0,45	0,28	7,82	7,94	–	1,37	17,01	15,13
$n-C_5H_{12}$	2,43	–	0,04	4,81	4,70	0,40	0,27	6,43	6,53	–	0,38	14,12	13,28
C_{6+}	0,69	–	0,00	21,92	22,60	0,40	0,32	29,95	29,96	–	–	64,55	63,9
CO_2	0,55	0,67	0,63	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
N_2	2,46	3,82	3,76	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
Расход, т/ч	87,2	65,5	65,4	24,7	24,6	29,8	27,3	21,8	22,4	8,2	8,1	13,5	13,4

качество товарной продукции, удовлетворяющее требованию ГОСТ (65,21 кПа), наибольшего количества (14450 кг/ч). Кроме этого, из полученной ПБФ в количестве 7050 кг/ч, 1800 кг/ч можно смешивать с сухим газом, что приведет к повышению токи росы СГ с – 15 до – 11,6 °С и при этом может увеличить его количество до 67200 кг/ч (остаток ПБФ составит 5250 кг/ч).

Т.е. при снижении температурного режима до 58-152 °С (температуры верха и низа соответственно) произойдет: прирост расхода СК на 1050 кг/ч; прирост расхода товарного газа на 300 кг/ч; уменьшение расхода ПБФ на 1350 кг/ч.

Качество товарной продукции соответствует требованиям ГОСТ.

Таким образом, применение ТМС для оптимизации технологических схем и процессов целесообразно, поскольку даже незначительное изменение в технологическом процессе позволяет получить существенные экономические эффекты.

Примером решения задачи реконструкции является определение оптимальной, с экономической точки зрения и с точки зрения качества получаемой продукции, технологической схемы получения бензиновой фракции, с концом кипения 170 °С (ТУ 38.402-62-120-90), на установке деэтанзации и стабилизации газового конденсата Мыльджинского ГКМ.

Для проведения необходимых расчетов выполнено разбиение гипотетического компонента C_{6+} на 20 псевдокомпонентов, представляющие из себя десяти градусные фракции.

Проведен расчет процесса стабилизации при рабочих технологических режимах и определены не только составы и расходы выходных потоков, но и потоков пара и жидкости на каждой тарелки с учетом того, что в смеси содержится 27 компонентов.

Оптимальным для получения бензиновой фракции оказался пар с первой тарелки, но исследования показали, что этот поток не подходит поскольку содержит большое количество нежелательных легких компонентов.

Кроме этого были исследованы некоторые иные варианты решения поставленной задачи, к примеру, отбор жидкости и обработка ее в дополнительной стриппинг-колонне, организация рецикла и т.д, но качество полученной продукции не удовлетворяло требованиям ТУ 38.402-62-120-90 в полной мере. По этой причине было принято решение применить дополнительную ректификационную колонну для разделения в ней стабильного конденсата на бензиновую фракцию и остаток тяжелых углеводородов.

Предложенный вариант является оптимальным как с точки зрения качества получаемой продукции, так и с точки зрения управления. Благодаря использованию атмосферной ректификационной колонны и отсутствию в схеме дополнительной печи капитальные затраты по сравнению с рассмотренными более простыми вариантами будут не намного выше. Однако, реализация

такого варианта получения бензиновой фракции практически не окажет воздействия на предшествующий процесс стабилизации и не потребует остановки целой технологической линии УДСК и корректировки технологических режимов работы всего промысла в целом.

Выводы.

1. Технологическая моделирующая система промысловой подготовки газов и газовых конденсатов на основе моделей низкотемпературной сепарации и разработанных математических модулей процессов дезтанизации и стабилизации газовых конденсатов, которая позволяет выполнять расчеты процессов технологии промысловой подготовки газов и газовых конденсатов с учетом всех этапов технологического процесса, со взаимосвязанными и взаимовлияющими стадиями.

2. Разработанная математическая модель процесса ректификации является одним из основных блоков технологической моделирующей системы и позволяет выполнить расчет процесса разделения смеси, включающей как индивидуальные, так и гипотетические компоненты. Выбраны и обоснованы методы определения основных физико-химических свойств агрегированных компонентов, присутствующих в исходной смеси. Предложен численный метод решения математической модели процесса ректификации, основанный на определении откорректированных значений входных данных на каждой итерации, являющихся функцией от покомпонентного материального баланса аппарата.

3. Новым в методологии построения модели процесса ректификации является математическое описание четырехпоточной схемы контактного устройства, отличающееся методикой определения рабочего расхода пара, покидающего тарелку, позволяющее одновременно определять доли отгона и конденсации контактного устройства. Созданная математическая модель позволяет проводить расчеты многокомпонентной ректификации с учетом отклонения от состояния равновесия на основе оценки эффективности контактного устройства, определяемого через число единиц переноса.

4. Соответствие разработанной математической модели многокомпонентной ректификации процессам, реализованным на промышленных установках Мыльджинского, Северо-Васюганского, Камчатского газоконденсатных месторождений, подтверждено удовлетворительным совпадением результатов расчетов и экспериментальных данных. Наряду с этим исследовано влияние основных технологических и конструктивных параметров процесса на разделение в колоннах отпаривания и ректификации. Выявлено соответствие результатов исследований основным теоретическим положениям, описывающим массообменные процессы.

5. Исследования показали, что увеличение давления в колонне дезтанизации Мыльджинского газоконденсатного месторождения с 1,62 МПа

до 2,62 МПа расход метан-этановой фракции уменьшается, а деэтанализированного конденсата увеличивается соответственно на 2709,9 кг/ч. Увеличение давления в колонне стабилизации Мыльджинского газоконденсатного месторождения с 0,82 МПа до 1,72 МПа расход пропан-бутановой фракции уменьшается, а стабильного конденсата увеличивается соответственно на 946,4 кг/ч.

6. При повышении температурного режима в деэтанализаторе от 9–109 °С (температура верха – низа колонны) до 50–151 °С увеличивается количество метан-этановой фракции, а деэтанализированного конденсата соответственно падает на 1045,5 кг/ч. Увеличение температуры в стабилизаторе от 44–135 °С до 83–174 °С приводит к увеличению количества пропан-бутановой фракции и уменьшению стабильного конденсата на 686,0 кг/ч.

7. Изменение позиции питающей тарелки в колонне деэтанализации (с 12 до 18 – приближение к верху колонны) происходит увеличение расхода метан-этановой фракции и уменьшение деэтанализированного конденсата на 347,0 кг/ч. При изменении позиции тарелки питания в колонне стабилизации с 16 по 20 происходит увеличение расхода пропан-бутановой фракции и уменьшение стабильного конденсата на 1379,1 кг/ч.

8. Разработанная технологическая моделирующая система позволила впервые выполнить комплексное исследование технологии промышленной подготовки газа и газового конденсата на примере Северно-Васюганского газоконденсатного месторождения. Определены оптимальные режимы работы колонны стабилизации (58–152°С), в результате поддержания которых произойдет повышение выхода стабильного конденсата на 1050 кг/ч, товарного газа на 300 кг/ч; уменьшение расхода пропан-бутановой фракции на 1350 кг/ч.

9. Применение технологической моделирующей системы позволило установить, что оптимальным вариантом технологической схемы получения бензиновой фракции на стадии стабилизации газового конденсата Мыльджинского газоконденсатного месторождения является использование дополнительной ректификационной колонны, для которой определены технологические режимы работы. Результаты переданы по акту ОАО «Томскгазпром».

Основные результаты опубликованы в работах:

1. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Барамыгина Н.А., Ананина И.В. Методы расчета констант фазового равновесия// Материалы Третьего международного научного симпозиума студентов, аспирантов и молодых ученых имени академика М.А. Усова «Проблемы геологии и освоения недр».–Томск, 2002. – с.321-322.
2. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Барамыгина Н.А. Моделирование процессов первичной подготовки газа, нефти и газового конденсата// Материалы III региональной студенческой научно-практической конференции «Химия и химическая технология в XXI веке».– Томск, 2002.– с.109-111.

3. Ушева Н.В., Барамыгина Н.А. Моделирование процесса деэтанализации газового конденсата// Материалы II всероссийской научной конференции «Химия и химическая технология на рубеже тысячелетий».– Томск, 2002.– с.344–345.
4. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Маслов А.С., Гавриков А.А., Барамыгина Н.А. Повышение эффективности технологии промышленной подготовки газа и газового конденсата на примере Мыльджинского ГКМ с использованием динамической моделирующей системы// Материалы научно–практической конференции «Проблемы и пути эффективного освоения и использования ресурсов природного и нефтяного газа».– Томск, 2002.– с.132–135.
5. Ушева Н.В., Барамыгина Н.А., Сайфулин А.А., Чуева Е.В. Исследование эффективности процессов стабилизации газового конденсата Мыльджинского ГКМ// Материалы пятой международной конференции «Химия нефти и газа».– Томск, 2003.– с.285–286.
6. Кравцов А.В., Ушева Н.В., Барамыгина Н.А. Системный анализ процессов деэтанализации и стабилизации газового конденсата Мыльджинского ГКМ// Известия томского политехнического университета.-2003.–Т. 306.–№5.–с.75-77.
7. Baramygina N.A., Kravtsov A.V., Usheva N.V. Simulation of stabilization gas condensate process// 8th Korea-Russia International Symposium on Science and Technology KORUS' 2004.– Tomsk, Russia, 2004.– p.15-16.
8. Барамыгина Н.А., Кравцов А.В., Ушева Н.В., Сайфулин А.А. Математическое моделирование процессов промышленной подготовки газов и газовых конденсатов// Материалы третьей международной научно-технической конференции «Современные технологии освоения минеральных ресурсов».– Красноярск, 2005.– с. 174-175.
9. Барамыгина Н.А., Кравцов А.В., Ушева Н.В. Применение моделирующих систем для анализа и оптимизации процессов промышленной подготовки газа и газового конденсата// Материалы международной научно-технической конференции «Нефть и Газ Западной Сибири».– Тюмень, 2005.– с. 185.
11. Кравцов А.В., Ушева Н.А., Барамыгина Н.А. Применение моделирующей системы для анализа действующих установок деэтанализации и стабилизации газового конденсата// Известия томского политехнического университета.– 2006.– Т. 309.– №1.– с.107–108.
10. № 2003612024 Кравцов А.В., Ушева Н.В., Мойзес О.Е., Кузьменко Е.А., Гавриков А.А., Маслов А.С., Барамыгина Н.А. Программа «ПР УКПГ»/ Томский политехнический университет(ТПУ).–3с.; IBM PC; MS/DOS; Программа.